Évaluation de la nitrification-dénitrification biologique à Penticton (Colombie-Britannique)

85-6489/

RAPPORTS DE RECHERCHE SUR LES EAUX USÉES

Ces RAPPORTS DE RECHERCHE donnent les résultats de travaux de recherche et de développement dans les domaines de la collecte, du traitement et de la décharge des eaux usées domestiques et municipales. Les travaux sont définis et mis en oeuvre par l'intermédiaire du Comité interministériel de la collecte et du traitement des eaux usées (Comité de recherche SCAT), et les recherches sont effectuées avec l'aide technique d'Environnement Canada.

Pour toute demande de renseignements concernant le Programme de recherche sur les techniques relatives aux eaux usées, s'adresser à:

Division de la recherche technique
Secteur de la recherche et du développement des politiques
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario)
K1A 0P7

ÉVALUATION DE LA NITRIFICATION - DÉNITRIFICATION BIOLOGIQUE À PENTICTON (COLOMBIE-BRITANNIQUE)

Par

K.L. Murphy et R.W. Wilson, de
International Environmental Consultants Ltd.
Islington (Ontario)

pour la

Société canadienne d'hypothèques et de logement

Rapport SCAT-10F

Le présent document est disponible auprès de:

Section des publications (eau)
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

Centre d'informations et de communications
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Ottawa (Ontario)
K1A 0P7

AVANT-PROPOS

Ce projet a été réalisé en vertu d'un contrat accordé par le Secteur de la recherche et du développement des politiques de la Société canadienne d'hypothèques et de logement, et financé par une subvention accordée dans le cadre de la partie V de la Loi nationale sur l'habitation. M. B.E. Jank, Environnement Canada, nous a assistés de ses conseils et de ses connaissances techniques.

Ce rapport a été étudié par la Société canadienne d'hypothèques et de logement et Environnement Canada. Les opinions, conclusions et propositions qu'il contient sont celles de l'auteur et ne reflètent pas nécessairement les opinions et politiques de la Société canadienne d'hypothèques et de logement ou d'Environnement Canada. Aucune mention de marque de commerce ou de produit commercial ne signifie leur acceptation ni leur recommandation.

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1982
N° de cat. En 43-51 10F
ISBN 0-662-91793-6
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

RÉSUMÉ

La présente étude visait à examiner les méthodes éprouvées de dénitrification biologique des eaux usées urbaines, à déterminer des paramètres appropriés pour la conception des installations et à évaluer les coûts d'immobilisation et les frais d'exploitation dans le cas des procédés retenus pour Penticton, en Colombie-Britannique. Parmi les procédés étudiés plus en détail, on a retenu la nitrification et la dénitrification à deux boues, la post-dénitrification à une boue et la pré-dénitrification à une boue.

Compte tenu des caractéristiques locales des eaux usées avant leur traitement, la conception des procédés visait des teneurs maximales de 5 mg/L en $N\text{-}NO_3$ et de 1 mg/L en NTK après traitement, et ce durant toute l'année.

La pré-dénitrification avec séjour des matières de 20 jours dans le bassin de nitrification et de 10 jours dans celui de dénitrification s'est révélée le procédé le plus efficace à une température minimale de 8°C.

À Penticton, on a calculé que le coût de l'élimination combinée du carbone et de l'azote par pré-dénitrification dépassait de 25 pour cent environ celui de l'élimination du carbone par les boues activées, et de 10 pour cent celui de l'élimination du carbone et de la nitrification seules. Le coût de l'épandage, de l'extraction d'ammoniac et de l'échange d'ions était beaucoup plus élevé que celui des méthodes biologiques d'élimination de l'azote. Le rapport donne des renseignements généraux sur les coûts d'élimination de l'azote dans des usines d'épuration d'eaux usées, d'une capacité de $0{,}5 \times 10^4$ à $4{,}5 \times 10^4$ m^3/j.

ABSTRACT

This study was undertaken to review proven methods for biological nitrogen removal from municipal wastewater, to select suitable design parameters, and to prepare process designs plus capital and operating cost estimates for several process alternatives applicable to the City of Penticton, British Columbia. Process options that were evaluated in detail included two-sludge nitrification plus denitrification, one-sludge post-denitrification and one-sludge pre-denitrification.

Process designs were based on achieving a maximum of 5 mg/L NO_3-N and 1 mg TKN in the treated effluent throughout the year, given the raw wastewater characteristics at Penticton.

The pre-denitrification process was found to be the most cost effective for Penticton. The design was based on a 20-day solids residence time (SRT) for the nitrification basin and a 10-day SRT for the denitrification basin to ensure efficient nitrogen removal at a minimum operating temperature of 8°C.

For Penticton, the cost of combined carbon and nitrogen removal by pre-denitrification was estimated to be approximately 25 percent greater than for carbon removal by activated sludge and 10 percent greater than for carbon removal nitrification alone. Land disposal, ammonia stripping and ion exchange proved to be significantly more expensive than the biological methods of nitrogen removal. The report provides some generalized cost information for nitrogen removal at wastewater treatment facilities ranging in size from 0.5×10^4 to 4.5×10^4 m^3/d.

TABLE DES MATIÈRES

		Page
RÉSUMÉ		i
LISTE DES FIGURES		v
LISTE DES TABLEAUX		vi
CONCLUSIONS ET PROPOSITIONS		vii
1	INTRODUCTION	1
2	GÉNÉRALITÉS	2
2.1	Le traitement des eaux usées à Penticton	2
2.2	Caractéristiques des eaux usées de Penticton	3
2.3	Objectifs du traitement	5
3	PARAMÈTRES DE CALCUL POUR L'ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE	8
3.1	Résumé de la nitrification et de la dénitrification par voie biologique	8
3.2	Méthodes d'élimination de l'azote	9
3.3	Paramètres de calcul pour la nitrification	11
3.3.1	Méthodes du "taux d'élimination unitaire"	11
3.3.2	Méthode du "TSM minimal"	12
3.3.3	Sélection des paramètres de nitrification	13
3.4	Paramètres de calcul pour la dénitrification	14
3.5	Besoins en carbone organique	19
3.6	Production de boues	20
3.7	Alcalinité et pH	21
3.8	Besoins en oxygène	22
3.9	Paramètres de calcul pour le décanteur	24
4	SOMMAIRE POUR LE CALCUL	25
4.1	Utilisation du système existant	25
4.2	Sommaire des calculs	25
4.3	Composantes du procédé	29
5	ÉTUDE COMPARATIVE DES COÛTS	35
5.1	Introduction	35
5.2	Base pour les estimations de coûts	35
5.3	Procédés d'élimination de l'azote par voie biologique	36
5.3.1	Coûts des installations d'élimination de l'azote par voie biologique (1995)	36
5.3.2	Coût d'une installation pilote de pré-dénitrification	41

		Page
5.4	Comparaison avec d'autres méthodes d'élimination de l'azote	44
5.4.1	Autres méthodes d'élimination de l'azote	44
5.4.2	Coûts comparatifs	45
5.5	Courbes des coûts généraux	48
RÉFÉRENCES		54
REMERCIEMENTS		57
APPENDICE I	UEEU DE PENTICTON, DESCRIPTION DES INSTALLATIONS	59
APPENDICE II	CALCULS DE PROCÉDÉ POUR LA PRÉ-DÉNITRIFICATION	63

LISTE DES FIGURES

Figure		Page
3-1	REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE	10
3-2	TEMPS DE SÉJOUR DES MATIÈRES DANS DES USINES D'ÉPURATION D'EAUX USÉES AVEC NITRIFICATION	15
4-1	SCHÉMA DU PROCÉDÉ: SYSTÈME PROPOSÉ POUR PENTICTON	26
4-2	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA NITRIFICATION ET DE LA DÉNITRIFICATION À DEUX BOUES À PENTICTON	31
4-3	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE, À PENTICTON	32
4-4	DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA PRÉ-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE À PENTICTON	33
5-1	INTÉGRATION DE LA POST-DÉNITRIFICATION À DEUX BOUES AUX INSTALLATIONS EXISTANTES	37
5-2	INTÉGRATION DE LA POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE AUX INSTALLATIONS EXISTANTES	38
5-3	INTÉGRATION DE LA POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE AUX INSTALLATIONS EXISTANTES	39
5-4	COÛT D'IMMOBILISATION INSTALLÉ POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DU CARBONE ET DE L'AZOTE	50
5-5	COÛTS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DU CARBONE ET DE L'AZOTE	51
5-6	COÛTS ADDITIONNELS POUR LA CONVERSION EN AZOTE ET L'ÉLIMINATION D'AZOTE DANS LES INSTALLATIONS EXISTANTES À BOUES ACTIVÉES	52
5-7	COÛTS ADDITIONNELS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN POUR LES PROCÉDÉS DE CONVERSION ET L'ÉLIMINATION DE L'AZOTE DANS DES INSTALLATIONS EXISTANTES FONCTIONNANT AUX BOUES ACTIVÉES	53

LISTE DES TABLEAUX

Tableaux		Page
2-1	CARACTÉRISTIQUES DES EAUX USÉES DE PENTICTON (Valeurs actuelles)	4
2-2	CARACTÉRISTIQUES DES EAUX USÉES DE PENTICTON (Valeurs prévues pour 1995)	5
2-3	VARIATIONS DIURNES DE LA CHARGE DES EAUX USÉES	6
2-4	OBJECTIFS NOMINAUX POUR LA NITRIFICATION ET LA DÉNITRIFICATION	6
3-1	RÉSUMÉ DES PARAMÈTRES DE CALCUL DE LA DÉNITRIFICATION	18
3-2	RENDEMENTS NETS POUR LA BIOMASSE	20
4-1	SOMMAIRE DES CALCULS POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE	27
4-2	RÉSUMÉ POUR LES COMPOSANTES DU PROCÉDÉ, ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE	30
5-1	DONNÉES DE BASE POUR L'ESTIMATION DES FRAIS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN	36
5-2	DÉTAILS DES COÛTS D'IMMOBILISATION, D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN, POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE	40
5-3	COMPARAISON DES COÛTS DES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION D'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE	42
5-4	RÉSUMÉ DES RENDEMENTS POUR DIVERSES MÉTHODES D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE	46
5-5	COÛTS COMPARATIFS DE L'ÉLIMINATION D'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE ET D'AUTRES MÉTHODES	47

CONCLUSIONS ET PROPOSITIONS

Les résultats de la présente étude montrent que la pré-dénitrification à une seule boue est le procédé préféré d'élimination de l'azote dans les eaux usées de la ville de Penticton. Cette conclusion est fondée sur une analyse des coûts des procédés de nitrification et de dénitrification à deux boues, de post-dénitrification à une boue, ainsi que de post-dénitrification et de pré-dénitrification à une boue, devant permettre d'atteindre des objectifs de 5 mg/L de $N\text{-}NO_3$ et de 1 mg/L de NTK à Penticton tout au long de l'année.

À l'époque où la présente étude était effectuée, Penticton envisageait d'agrandir son usine d'épuration de façon à tenir compte du volume d'eaux usées prévu pour 1995. Les divers calculs de procédés et les coûts comparatifs préparés pour la présente étude ont donc été abordés en fonction des charges de 1995. Une analyse de la valeur actuelle des coûts totaux du traitement à Penticton a montré que l'élimination d'azote par pré-dénitrification coûterait environ 25 pour cent de plus que le traitement plus classique aux boues activées, et 10 pour cent de plus que la nitrification biologique. On estime qu'actuellement le procédé à deux boues et celui de post-dénitrification à une boue coûteraient respectivement 20 et 6 pour cent de plus que la pré-dénitrification. D'autres méthodes d'élimination de l'azote, comme l'épandage, l'extraction d'ammoniac et l'échange ionique, coûteraient beaucoup plus que les méthodes biologiques examinées.

Des temps de séjour de 20 jours pour la nitrification et de 10 jours pour la dénitrification furent choisis comme paramètres nominaux de base pour le procédé de pré-dénitrification à une seule boue. Ces paramètres devaient permettre de maintenir un traitement efficace à une température minimale de 8°C. À partir du débit annuel moyen d'eaux usées, on a déterminé que les temps de séjour dans les bassins de dénitrification et de nitrification étaient respectivement de 5,9 et de 12,1 heures. Dans le bassin de dénitrification, l'addition de méthanol serait indispensable pour augmenter le montant de carbone présent dans les eaux usées. L'addition de chaux dans le bassin de dénitrification permettrait d'avoir un pH compris entre 6 et 7, en effet l'alcalinité naturelle des eaux usées n'est pas suffisante pour compenser l'acidité produite pendant l'oxydation de l'ammoniac.

Il est proposé que la prochaine étape de mise au point d'une technique éprouvée pour l'élimination de l'azote des eaux usées municipales au Canada devrait être une installation de démonstration de grandeur réelle. Une étude préalable d'ingénierie

montre que les bassins d'aération existants de Penticton pourraient être modifiés de façon à permettre une capacité de 1500 m^3/j, permettant soit une pré-dénitrification à une boue, soit une post-dénitrification à une boue. Une estimation de niveau 2 (c.-à-d. à $\pm$ 30%) du coût de conversion a atteint à 385 000$ en dollars de janvier 1979, ce qui n'inclut pas le coût qu'aurait entraîné la reconversion du système après la période de démonstration. Cela suppose que Penticton construit une usine plus grande ou opte pour l'épandage de ses eaux usées, et que la ville n'utilisera pas toute sa capacité de bassin pendant plusieurs années.

1 INTRODUCTION

Au Canada, il existe beaucoup de formations aquifères réceptrices qui sont exposées du point de vue environnemental à l'addition de substances nutritives, comme l'azote et le phosphore. Bien que beaucoup d'usines municipales d'épuration aient été récemment modifiées pour permettre l'élimination du phosphore, il n'y a pas encore eu jusqu'ici d'expérimentation à l'échelle réelle pour l'élimination biologique d'azote dans des eaux usées municipales au Canada. Plusieurs méthodes de conversion biologique de l'azote (nitrification) et d'élimination de l'azote (dénitrification) ont été expérimentées, et quelques usines à l'échelle réelle construites aux États-Unis, en Europe et en Afrique du Sud, mais, rares sont les usines conçues pour fonctionner à des températures basses comme celles de l'hiver canadien, et aucun document ne fournit une analyse directe du coût/rendement pour les diverses méthodes retenues.

La ville de Penticton dans la vallée de l'Okanagan, en Colombie-Britannique, exploite une usine d'épuration et rejette les eaux traitées dans la rivière Okanagan, laquelle se jette dans le lac Skaha. Ces formations aquifères, ainsi que d'autres dans la même vallée, possèdent une haute valeur récréative, en partie du fait que leur teneur en substances nutritives est restreinte, et, par conséquent, leur productivité en micro-organismes, etc., faible. Il a été établi que la qualité de l'eau du lac Skaha subit les effets des quantités d'azote et de phosphore qu'il reçoit (1, 2). Étant donné que l'usine de Penticton élimine actuellement par précipitation chimique plus de 80 pour cent du phosphore de ses eaux usées municipales, on a pensé que cette agglomération pourrait constituer un site très intéressant pour une expérimentation à l'échelle réelle de l'élimination d'azote. La présente étude a donc été entreprise pour aider la Société canadienne d'hypothèques et de logement à évaluer le bien-fondé d'un support financier en faveur de cette expérimentation à l'échelle réelle à Penticton. En outre, l'étude examine les méthodes éprouvées d'élimination par voie biologique de l'azote, sélectionne les paramètres de calcul et propose le meilleur procédé pour Penticton, d'après une analyse coût/rendement de plusieurs procédés à l'échelle réelle.

2 GÉNÉRALITÉS

2.1 Le traitement des eaux usées à Penticton

L'agglomération de Penticton, comptant 22 000 habitants, est située entre le lac Okanagan, long de 130 km, au nord, et le lac Skaha, long de 16 km, au sud. Les deux lacs communiquent par la rivière Okanagan, qui coule du nord au sud.

L'usine d'épuration aux boues activées a été mise en service en 1960. Après chloration, l'effluent traité était déversé dans la rivière. En 1969-70, l'usine fut agrandie, passant d'une capacité de $5{,}5 \times 10^3$ m^3/j à $8{,}2 \times 10^3$ m^3/j. À la même époque, on installa des décanteurs tertiaires pour l'élimination du phosphore par floculation chimique. Les décanteurs ont été mis hors de service depuis que l'élimination du phosphore se fait par addition d'eaux résiduaires de décapage directement aux bassins d'aération (3). En 1977, l'un des décanteurs tertiaires fut converti en bassin d'aération régulateur pour les eaux usées de l'usine de Canadian Canners. L'appendice 1 donne la capacité et la taille des bassins, des décanteurs, ainsi que des principaux ventilateurs et pompes. Dès 1975, on constatait que la charge en eaux usées de l'usine approchait à nouveau de sa capacité limite, et un deuxième agrandissement était donc envisagé, pour répondre cette fois-ci à la capacité correspondant à la charge prévue en 1995.

De 1970 à 1974, une commission consultative Canada - Colombie-Britannique entreprit une étude sur la gestion des ressources hydrologiques du bassin de l'Okanagan, en vue d'élaborer un plan logique et coordonné pour l'exploitation et la gestion de ces ressources dans l'ensemble du bassin, et ce jusqu'en 2020 (1). Même si des recherches conduites pendant cette étude révélaient que l'azote constituait la substance nutritive limitative dans le lac Skaha, il a été établi qu'une diminution de la charge en phosphore améliorerait la qualité de l'eau (2). Le rapport sommaire sur le bassin de l'Okanagan recommandait à l'agglomération de Penticton d'éliminer 80 pour cent ou plus du phosphore dans ses eaux usées municipales (1). Cet objectif a été atteint.

En 1977, la ville de Penticton demanda un permis provincial l'autorisant à évacuer jusqu'à $1{,}8 \times 10^4$ m^3/j d'eaux usées traitées aux boues activées dans une installation agrandie. L'effluent devait être déversé directement dans le lac Skaha par un système à diffuseur immergé, de façon à éviter tout danger d'empoisonnement des poissons par l'ammoniac dans les eaux d'aval. La Direction de la lutte anti-pollution de la province accorda un permis d'évacuation de $1{,}4 \times 10^4$ m^3/j, en demandant à la ville

d'ajouter une installation de nitrification et de prévoir une capacité de filtration additionnelle. En décembre 1977, la décision concernant le permis fut renversée par le ministère de l'Environnement de la Colombie-Britannique. Le ministre annonça qu'un programme serait mis sur pied avec Penticton pour trouver un autre moyen d'élimination, probablement par l'irrigation (4). Il devait s'agir là d'une première étape d'un programme à longue échéance pour éliminer tous les déversements d'eaux usées dans les rivières et les lacs du bassin de l'Okanagan.

2.2 Caractéristiques des eaux usées de Penticton

Quatre facteurs déterminants caractérisent les eaux usées à Penticton:

1) la charge de base par habitant
2) l'infiltration
3) l'apport en été, dû à la présence de touristes (jusqu'à 8 000 par jour)
4) déversements saisonniers d'eaux résiduaires de Canadian Canners Ltd. et de Casabello Wines Ltd.

Le grand afflux de touristes en été et l'intense activité de fin d'été et d'automne à la conserverie et à l'entreprise vinicole entraînent un débit et un type d'eaux usées brutes, au cours de l'année, propres à Penticton. Une analyse de ces fluctuations annuelles a permis d'identifier plusieurs périodes différentes au cours de l'année où des caractéristiques des eaux usées, comme la température, le débit, ainsi que les charges en DBO_5 ou en NTK peuvent entraîner des modifications au niveau de la conception du système de nitrification et de dénitrification par voie biologique. C'est en janvier que l'on note les températures minimales pour les eaux usées brutes. Les maxima de débit et de charge en NTK se situent en août, soit à la pointe de la saison touristique, et la charge quotidienne en DBO_5 atteint le maximum à la fin de septembre et au début d'octobre, en raison des activités de la conserverie et de l'entreprise vinicole.

La moyenne annuelle des valeurs estimatives des paramètres correspondant à des caractéristiques des eaux usées, et les mêmes valeurs pour les mois de janvier, août et pour septembre-octobre, sont présentées pour l'usine existante, et pour l'installation prévue en 1995, respectivement aux tableaux 2-1 et 2-2. Les estimations pour le débit, la DBO_5, les matières en suspension, le NTK et le phosphore total sont semblables à celles préparées par la CH_2M Hill Ltd., qui est le bureau de consultants de la ville. Les calculs de la CH_2M Hill étaient fondés sur des évaluations séparées pour chacune des principales

sources d'eaux usées mentionnées précédemment, et tenaient compte des effets d'une croissance anticipée de la ville durant les 20 prochaines années (2).

Les données d'alcalinité pour les eaux usées à l'entrée de l'usine d'épuration des eaux (UEE) de Penticton proviennent de plusieurs analyses d'échantillons mixtes, dont les résultats figurent dans un récent rapport du Service de la protection de l'environnement (SPE), lequel rendait compte d'une étude de toxicité d'effluent à Penticton (5).

Les températures mentionnées pour août et septembre-octobre aux tableaux 2-1 et 2-2 représentent la température moyenne des eaux usées à l'entrée de l'UEE pendant les années 1975 et 1976. La température la plus basse enregistrée pour les eaux usées à l'entrée de l'usine durant les hivers 1975-1976 et 1976-1977 était de 11°C, mais pendant les années les plus froides, la température baisse probablement à 10°C. Cette faible valeur, qui est présentée dans les tableaux comme la température minimale de fonctionnement en hiver, sera déterminante pour la taille du bassin de nitrification et de dénitrification.

TABLEAU 2-1 CARACTÉRISTIQUES DES EAUX USÉES DE PENTICTON (VALEURS ACTUELLES)

Période	Janvier		Août		Sept-oct.		Moyenne annuelle	
	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L
Débit ($m^3/j \times 10^{-4}$)	0,77		1,05		0,91		0,86	
Matières en suspension	1200	150	1600	150	1500	165	1300	155
DBO_5 (total)	1600	200	2200	210	2900	315	2000	230
NTK (total)	270	35	380	36	320	36	300	35
P Total	45	5,9	60	5,7	55	6,0	150	5,9
Alcalinité	1400	180	1900	180	1600	180	1500	180
Température (°C)	10		21		18		-	

TABLEAU 2-2 CARACTÉRISTIQUES DES EAUX USÉES DE PENTICTON (VALEURS PRÉVUES POUR 1995)

Période	Janvier		Août		Sept-oct.		Moyenne annuelle	
	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L	kg/j	mg/L
Débit ($m^3/j \times 10^{-4}$)	1,41		1,82		1,64		1,55	
Matières en suspension	2000	140	2600	140	2400	150	2200	140
DBO_5 (total)	2600	180	3600	200	4600	280	3100	200
NTK (total)	450	32	640	35	550	33	510	33
P Total	77	5,5	100	5,5	90	5,5	85	5,5
Alcalinité	2600	180	3200	180	2900	180	2800	180
Température (°C)	10		21		18		-	

Une étude de certains diagrammes de débit de l'UEE révèle que les pics et les moyennes des débits diurnes à Penticton sont relativement rapprochés et assez réguliers tout au long de l'année. Il y a peu de différence entre les débits par temps humide et par temps sec, du fait que l'infiltration est faible, ce qui à son tour est causé par le bas niveau de la nappe phréatique et de la hauteur des précipitations annuelles, d'ailleurs réparties uniformément sur toute l'année. De plus, il y a très peu d'accumulation de neige en hiver. Les données de l'étude de toxicité du SPE montraient que les rapports de la charge pic par la charge moyenne pour la DBO_5 et le $N\text{-}NH_4$, lors d'une journée d'échantillonnage à Penticton, étaient respectivement de 1,8/1 et 1,5/1. Les charges maximales se situaient au début de l'après-midi. Comparativement aux données relatives à d'autres systèmes municipaux, le rapport de la charge maximale par la charge moyenne pour le $N\text{-}NH_4$ était considéré comme très prudent, et on a eu recours à un coefficient de sécurité (5). Dans le cadre de la présente étude, ce sont les valeurs du tableau 2-3 qui serviront pour la représentation du mode diurne type.

2.3 Objectifs du traitement

La Colombie Britannique (PCB) n'a pas fixé d'objectifs pour l'azote présent dans les effluents d'eaux usées municipales traitées et la section locale du PCB n'a pu proposer un chiffre précis pour la quantité d'azote évacuée à Penticton; cependant, le

même organisme a indiqué que les objectifs pour l'azote ammoniacal devraient être très stricts. On a moins insisté sur l'élimination de l'azote sous forme de nitrate et de nitrite. C'est dans cette optique qu'ont été choisies les concentrations d'effluent, présentées au tableau 2-4, pour la présente étude. Les calculs pour le procédé visaient le maintien de cette même qualité d'effluent tout au long de l'année.

TABLEAU 2-3 VARIATIONS DIURNES DE LA CHARGE DES EAUX USÉES

	Max./Moy.
Débit	1,5:1
Charge de DBO_5	1,8:1
Charge de NTK	1,8:1

TABLEAU 2-4 OBJECTIFS NOMINAUX POUR LA NITRIFICATION ET LA DÉNITRIFICATION

Paramètre	Effluent traité* (mg/L)
DBO_5 totale	20
Matières en suspension	20
$N\text{-}NH_4$	1,0
$N\text{-}NO_3 + NO_2$	5,0
P total	0,6
pH	$\geq$6,5

* Valeurs moyennes pour des échantillons mixtes de 24 heures

Ces objectifs nominaux ne constituent pas des normes d'évacuation recommandées dans le cas de Penticton. Les objectifs pour les concentrations moyennes de DBO_5 et de matières en suspension sont inférieurs aux objectifs minima actuels du PCB, mais ils sont semblables aux objectifs pour les paramètres qui apparaissent dans la demande de Penticton du 17 janvier 1977 au gouvernement provincial, relativement à un permis d'évacuer l'effluent traité. Les mêmes remarques s'appliquent au phosphore total et au pH. Un objectif de 1 mg/L comme maximum pour la concentration d'ion ammonium

fera que la teneur en azote ammoniacal libre dans l'effluent traité, quels que soient la température ou le pH rencontrés à Penticton, ne dépassera pas 0,02 mg/L, concentration qui, d'après le rapport de l'étude sur le bassin de l'Okanagan, ne constituera aucune menace pour les poissons (1). Par exemple, à une température maximale de 25°C et à un pH de 7,5 pour les eaux usées, la concentration d'azote ammoniacal libre serait de 0,02 mg/L, pour une concentration totale d'ion ammonium de 1,1 mg/L (6).

3 PARAMÈTRES DE CALCUL POUR L'ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE

3.1 Résumé de la nitrification et de la dénitrification par voie biologique

L'azote est présent dans les eaux usées municipales brutes, principalement sous forme d'azote ammoniacal et d'urée. L'urée s'hydrolise rapidement et est normalement déjà transformée en ammoniac à l'entrée de l'UEE. L'élimination biologique de l'azote ammoniacal des eaux usées se fait en deux étapes. Dans la première, soit l'étape de nitrification, l'ammoniac est oxydé en nitrite, puis en nitrate, par des micro-organismes autotrophes à l'intérieur des bassins d'aération. Dans la seconde étape, la dénitrification, il y a réduction du nitrate en azote gazeux par les micro-organismes hétérotrophes dénitrificateurs en présence d'oxygène libre. L'azote gazeux est libéré dans l'atmosphère. Une certaine fraction de l'azote est également assimilée dans la biomasse lors du traitement, et est physiquement éliminée des eaux usées avec les boues biologiques résiduaires.

Les équations qui suivent représentent les réactions générales de nitrification et de dénitrification, y compris le processus d'assimilation par les micro-organismes. Elles ont été tirées d'un ouvrage présenté par McCarty (7):

Nitrification:

$$NH_4^+\text{-N} + 0{,}103\ CO_2 + 1{,}85\ O_2 \rightarrow 0{,}021\ C_5H_7O_2N + 0{,}98\ NO_3^-\text{-N} + 0{,}94\ H_2O + 1{,}98\ H^+ \quad (3A)$$

Dénitrification:

$$NO_3\text{-N} + 1{,}09\ CH_3OH + H^+ \rightarrow 0{,}065\ C_5H_7O_2N + 0{,}47\ N_2 + 0{,}76\ CO_2 + 2{,}45\ H_2O \quad (3B)$$

où l'expression $C_5H_7O_2N$ représente une formule empirique pour les micro-organismes.

McCarty s'est servi de données expérimentales pour établir les relations entre la quantité de biomasse synthétisée et les quantités d'ammoniac oxydées et de nitrate réduites. L'équation 3A montre qu'environ deux équivalents-grammes d'ion hydrogène sont produits pour chaque mole d'azote ammoniacal consommée. Cela signifie que 7,1 parties d'alcalinité seront consommées pour chaque partie du N-ammoniacal nitrifié. La moitié de l'alcalinité utilisée par la production d'ions hydrogène durant la nitrification se retrouve lors de la dénitrification, de telle façon que la consommation théorique nette d'alcalinité pour la nitrification et la dénitrification représente 3,5 parties d'alcalinité sous forme de $CaCO_3$ par partie d'azote éliminée.

Les micro-organismes nitrifiants autotrophes utilisent du bioxyde de carbone ou du bicarbonate comme source de carbone pour la croissance, alors que les bactéries dénitrifiantes n'ont besoin que d'une source de carbone organique. Dans l'équation 3B, le méthanol constitue la source de carbone pour la dénitrification.

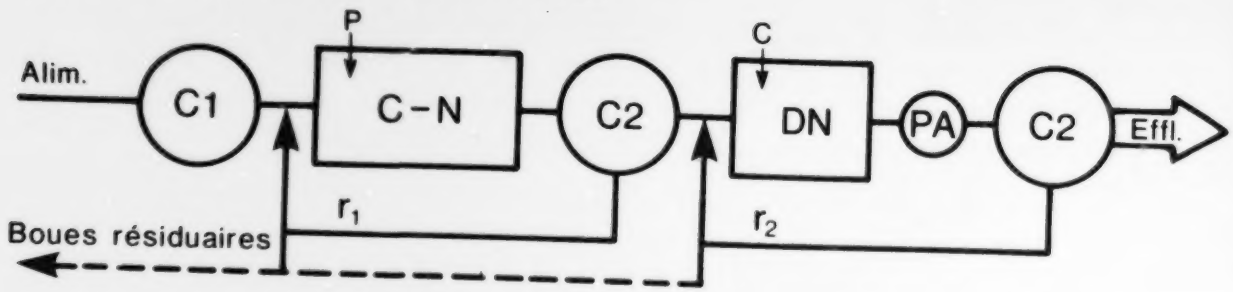
3.2 Méthodes d'élimination de l'azote

Plusieurs différentes méthodes de nitrification et de dénitrification ont été expérimentées de façon détaillée, et quelques usines de grandeur nature construites en Amérique du Nord, en Europe et en Afrique du Sud (6, 8, 9, 10). Cependant, très peu de ces usines étaient conçues pour fonctionner aux basses températures hivernales que l'on rencontre au Canada et la comparaison des divers procédés selon le coût/rendement n'a pas fait l'objet de travaux très poussés.

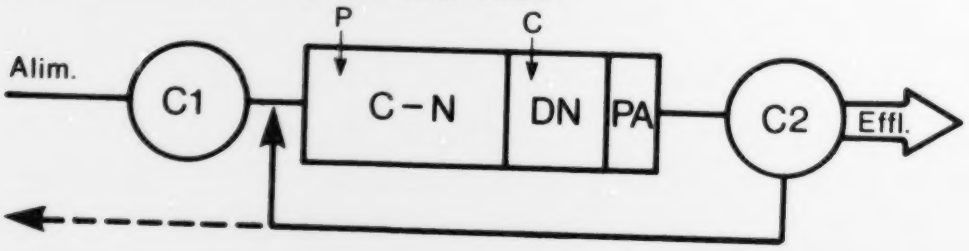
Trois méthodes d'élimination d'azote par voie biologique furent retenues en vue d'une évaluation détaillée. Il s'agissait du procédé de post-dénitrification à deux boues, de celui de post-dénitrification à une boue, et enfin de celui de pré-dénitrification à une boue. La figure 3-1 illustre schématiquement chacun de ces procédés. Dans le procédé à deux boues, les eaux usées primaires décantées pénètrent dans un bassin d'aération où le carbone organique et l'ammoniac sont oxydés. Après la décantation, les eaux usées nitrifiées sont envoyées dans le bassin de dénitrification où elles sont agitées. Une source externe de carbone, généralement du méthanol, sert comme donneur d'électrons pour la réduction du nitrate en azote gazeux. Ensuite, les eaux usées séjournent brièvement dans un bassin d'aération où elles sont débarrassées des gaz entraînés ainsi que du méthanol résiduel, avant la décantation finale. En Amérique du Nord, c'est le procédé qui a fait l'objet du plus grand nombre de recherches dans le cas de l'élimination de l'azote par voie biologique. Néanmoins, au moment où la présente étude était conduite, aucun système de dénitrification en réservoir avec agitation, pour le traitement des eaux usées de municipalités, n'était en service en Amérique du Nord, en partie à cause du coût élevé de la source de carbone.

La post-dénitrification à une boue est semblable au procédé à deux boues, si on excepte l'absence de décanteur intermédiaire. Cette technique permet l'élimination du carbone en présence des organismes nitrifiants et dénitrifiants dans une liqueur mixte commune. Comparativement au système à deux boues, le premier procédé est moins coûteux, car il nécessite moins de décanteurs; cette économie se trouve cependant partiellement annulée par le plus grand volume du bassin de dénitrification, la concentration relative des organismes dénitrifiants étant réduite.

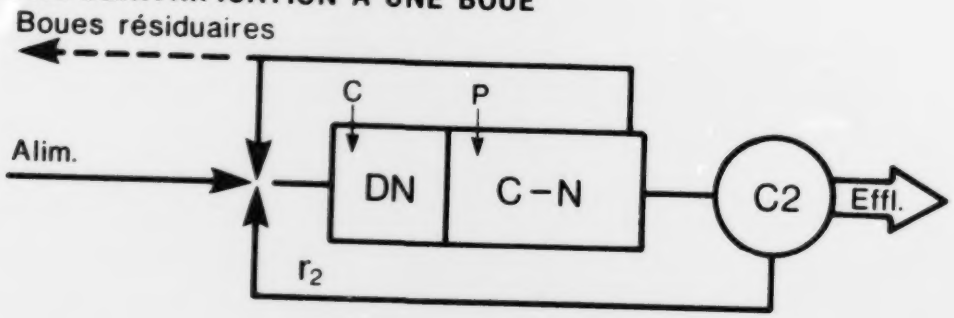
POST-DÉNITRIFICATION À DEUX BOUES



POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE



PRÉ-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE



C1 = Premier décanteur
C2 = Second décanteur
C-N = Élimination du carbone plus nitrification
DN = Dénitrification
Alim. = Eaux usées après dégrillage et dessablage
Effl. = Effluent traité final
r = Recirculation
PA = Post-aération
C = Source externe de carbone
P = Addition de produits chimiques pour l'élimination du P

FIGURE 3-1 REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE

Le procédé de pré-dénitrification à une boue utilise les substances organiques oxydables dans les eaux usées brutes comme donneurs d'électrons pour la dénitrification. Selon la valeur du rapport substance oxydable/N-NO_3, ce procédé permet de réduire et même d'éliminer l'addition de méthanol. Le besoin de transfert d'oxygène est moindre que dans le cas des deux autres procédés, du fait que la majeure partie des produits organiques oxydables sont éliminés lors de la pré-dénitrification, avant le passage des eaux usées dans la partie aérée du bassin. Cependant, il y a un inconvénient: une importante recirculation de liqueur mixte provenant du bassin de nitrification/élimination du carbone est requise pour l'obtention d'un effluent final à faible concentration résiduelle de nitrate. Le procédé de pré-dénitrification est très représentatif d'un grand nombre de méthodes d'élimination de l'azote par voie biologique, expérimentées en Europe et en Afrique du Sud, lesquelles utilisent le carbone organique présent dans les eaux usées brutes comme source de carbone pour la dénitrification. La représentation schématique des systèmes de pré-dénitrification de la figure 3-1 ne comprend pas de décanteur primaire. Normalement, le traitement préalable des eaux usées brutes consisterait en dégrillage, dessablage et broyage, et il est souhaitable de retenir autant de DBO_5 que possible, pour addition ultérieure au bassin de pré-dénitrification.

3.3 Paramètres de calculs pour la nitrification

On connaît deux méthodes fondamentales pour la conception des systèmes de nitrification par voie biologique. Il s'agit de la méthode du "taux d'élimination unitaire" et de celle du "TSM minimal". Elles sont résumées ci-après.

3.3.1 Méthode du "taux d'élimination unitaire". Certains chercheurs (11 - 14) ont proposé une méthode de calcul pour la nitrification, fondée sur les taux d'élimination unitaires, exprimés par le rapport de la masse de NTK éliminée par la masse de MVS par jour (par ex. kg NTK/kg MVS•j). Ce taux n'est pas fonction de la concentration de NTK, et il atteint le maximum lorsque l'oxygène dissous (OD) est égal ou supérieur à 2 mg/L, avec un pH compris entre 7 et 8,5. À mesure que la méthode du taux d'élimination devenait plus précise, on s'aperçut que la fraction d'agents nitrifiants actifs dans les solides volatils du bassin d'aération constituait un facteur critique souvent négligé. La fraction d'organismes nitrifiants actifs est fonction de l'âge des boues et du rapport DBO_5/NTK dans l'alimentation. Dans le manuel de l'EPA (Environmental Protection Agency des États-Unis), traitant de l'élimination de l'azote, on décrit une méthode de calcul du taux d'élimination en régime stationnaire, qui essaie d'incorporer l'effet de

diverses populations d'agents nitrifiants actifs. Le texte de l'EPA est résumé comme suit (6):

1) Déterminer la concentration de NTK des eaux usées, le rapport DBO_5/NTK, ainsi que la température minimale de fonctionnement.
2) En l'absence de données précises provenant d'une station pilote, utiliser les données de la figure 4-13 du manuel de l'EPA pour évaluer le taux maximal d'élimination dans le cas du NTK. Une température plus basse entraîne un taux d'élimination plus faible, du fait que la vitesse du métabolisme de la population nitrifiante décroît. Des rapports DBO_5/NTK élevés entraînent eux aussi une baisse de ce taux, car la plus grande concentration de DBO_5 permet aux organismes hétérotrophes d'augmenter en nombre relativement aux agents nitrifiants autotrophes.
3) Déterminer le taux d'élimination nominal en multipliant le taux maximal de la figure 4-13 du manuel de l'EPA par un coefficient de sécurité approprié. La grandeur de ce dernier est fonction de la variation diurne prévue pour la charge des eaux usées et le degré de fiabilité que l'on attend du traitement.

L'applicabilité de la méthode précédente est limitée par les paramètres de fonctionnement, présentés à la figure 4-13 du manuel de l'EPA. La plupart des systèmes d'élimination du carbone plus nitrification, à une boue, possèdent des valeurs DBO_5/NTK supérieures à 3, soit la limite supérieure des données illustrées à la figure. Une méthode théorique pour le calcul de la fraction de nitrifiants actifs, d'après les rendements théoriques et la valeur DBO_5/NTK des eaux usées brutes, est proposée dans le manuel de l'EPA, sans toutefois avoir été vérifiée expérimentalement. Sutton et al ont montré que les taux d'élimination pour des eaux usées données sont fonction du temps de séjour des matières (TSS) (11). Le calcul précédent ne tenait pas compte de cette caractéristique.

3.3.2 Méthode du "TSM minimal". Un certain nombre de chercheurs ont proposé une méthode où le taux maximal de croissance des bactéries nitrifiantes, déterminé expérimentalement, sert à obtenir le TSM minimal, nécessaire au maintien d'une population nitrifiante durable dans le bassin d'aération (7, 15). Cette méthode est aussi décrite dans le manuel de l'EPA (6) pour l'élimination de l'azote, et elle est résumée comme suit:

1) Choisir à l'aide de la documentation un taux maximal de croissance pour Nitrosomonas sp dans des systèmes de croissance en suspension, à la

température de calcul.

2) Appliquer la cinétique de Monod pour déterminer le taux maximal de croissance dans les conditions prévues de pH, de OD et de concentration d'ammonium dans le système de traitement. Ce taux est généralement maximal ou quasi maximal lorsque l'OD est supérieur à 2 mg/L, le $N\text{-}NH_3$ plus grand que 1 mg/L, et le pH compris entre 7 et 8,5.

3) Le TSM minimal pour la nitrification est l'inverse du taux de croissance calculé en 2.

4) On détermine le TSM en multipliant le TSM minimal par un coefficient de sécurité approprié, compris habituellement entre 1,5 et 3.

5) En attribuant des valeurs hypothétiques aux rendements nets des organismes nitrifiants et hétérotrophes, il est possible d'évaluer la production quotidienne de boue.

6) Le TSM, la production quotidienne de boue et le maximum admissible de matières volatiles en suspension dans la liqueur mixte (MVSLM) pour le système servent ensuite à calculer le temps de séjour hydraulique et le volume du bassin.

L'application de la cinétique de Monod à la nitrification, comme la décrivent Lawrence et McCarty, montre que le TSM était le paramètre le plus important dans la prévision de l'efficacité du traitement. Dans des conditions de régime stationnaire, pour un TSM supérieur à celui calculé à partir du taux maximal de croissance du nitrifiant, une nitrification complète ou quasi complète serait obtenue, quelle que soit la concentration initiale de NTK dans les eaux usées non traitées (16).

3.3.3 Sélection des paramètres de nitrification. Comme la méthode du TSM minimal est plus répandue et, théoriquement, plus solide que celle du taux d'élimination, pour le calcul de la nitrification, c'est elle qui a été choisie à Penticton pour ce calcul.

Les valeurs de taux maxima de croissance du nitrifiant, mentionnées dans la documentation, proviennent le plus souvent d'études en laboratoire avec régime stationnaire. Une difficulté surgit lorsqu'on essaie d'extrapoler ces taux de croissance et les TSM minimaux qui en sont dérivés, aux conditions du terrain où les débits et les charges de NTK subissent de fortes variations diurnes. Sutton et al ont proposé une solution pratique à ce problème dans le cas de leurs systèmes pilotes à régime stationnaire (par ex., écoulement régulier mais variation de la concentration de NTK) (17). Le TSM limite à une

température donnée a été défini arbitrairement par Sutton comme étant le TSM auquel la quantité de NTK oxydée était double de la quantité de NTK assimilée. Un examen des données de Sutton a montré que, pour chacun des trois intervalles de température retenus, l'élimination maximale de NTK se faisait lorsque le TSM était égal ou supérieur au double du TSM limite. Celui-ci atteignait 7,7 jours entre 7 et 8°C. La source d'eaux usées utilisée accusait une variation diurne type de la concentration de NTK de 1,8 (conc. max./conc. moy.). La variation de la charge de NTK du système pilote de Sutton était du même ordre de grandeur que la variation estimative à Penticton.

Les objectifs théoriques mentionnés en 2.3 supposent une nitrification suffisante tout au long de l'année; le choix du TSM doit donc être fondé sur la température minimale de fonctionnement prévue en hiver. Plusieurs auteurs ont montré que des chutes sensibles de température pouvaient se produire dans des systèmes de traitement biologique pendant l'hiver (18, 19). La variation de température est fonction de l'aire surfacique des eaux usées exposée, du type d'aération et du temps de séjour du système. On a choisi une température de calcul de 8°C, ce qui permettrait d'allouer une chute de température de 2°C entre les eaux usées brutes à l'entrée de l'UEE et les bassins de nitrification ou de dénitrification.

À partir des résultats en régime pseudo-stationnaire de Sutton (17), et du fait que Penticton subit une variation diurne moyenne de débit de 1,5/1, un TSM de 20 jours a été retenu pour la nitrification à Penticton. Le TSM limite de Sutton à 7 à 8°C donne un coefficient de sécurité de 2,6, qui assurera une nitrification complète.

La même méthode peut servir pour le choix du TSM de calcul à des températures autres que 8°C. La courbe de la figure 3-2 donne l'intervalle de TSM qui aurait été retenu pour Penticton à des températures de calculs situées entre 8 et 25°C. La figure 3-2 (6, 20) présente aussi les données de fonctionnement provenant de plusieurs usines à boues activées nitrifiantes. Les TSM des usines de Flint (Michigan) et de Livermore (Californie) sont nettement moindres que les valeurs théoriques qui seraient proposées pour Penticton. Ce sont les deux seules usines de la figure 3-2 où l'oxydation de l'ammoniac est incomplète en hiver. Les données de la figure laissent supposer qu'une valeur raisonnable pour le TSM dans le cas de Penticton serait de 20 jours à une température de fonctionnement de 8°C.

3.4 Paramètres de calcul pour la dénitrification

Si on veut être logique avec la section précédente, les paramètres de calculs pour la dénitrification (DN) devraient être fondés sur les valeurs minimales de TSM.

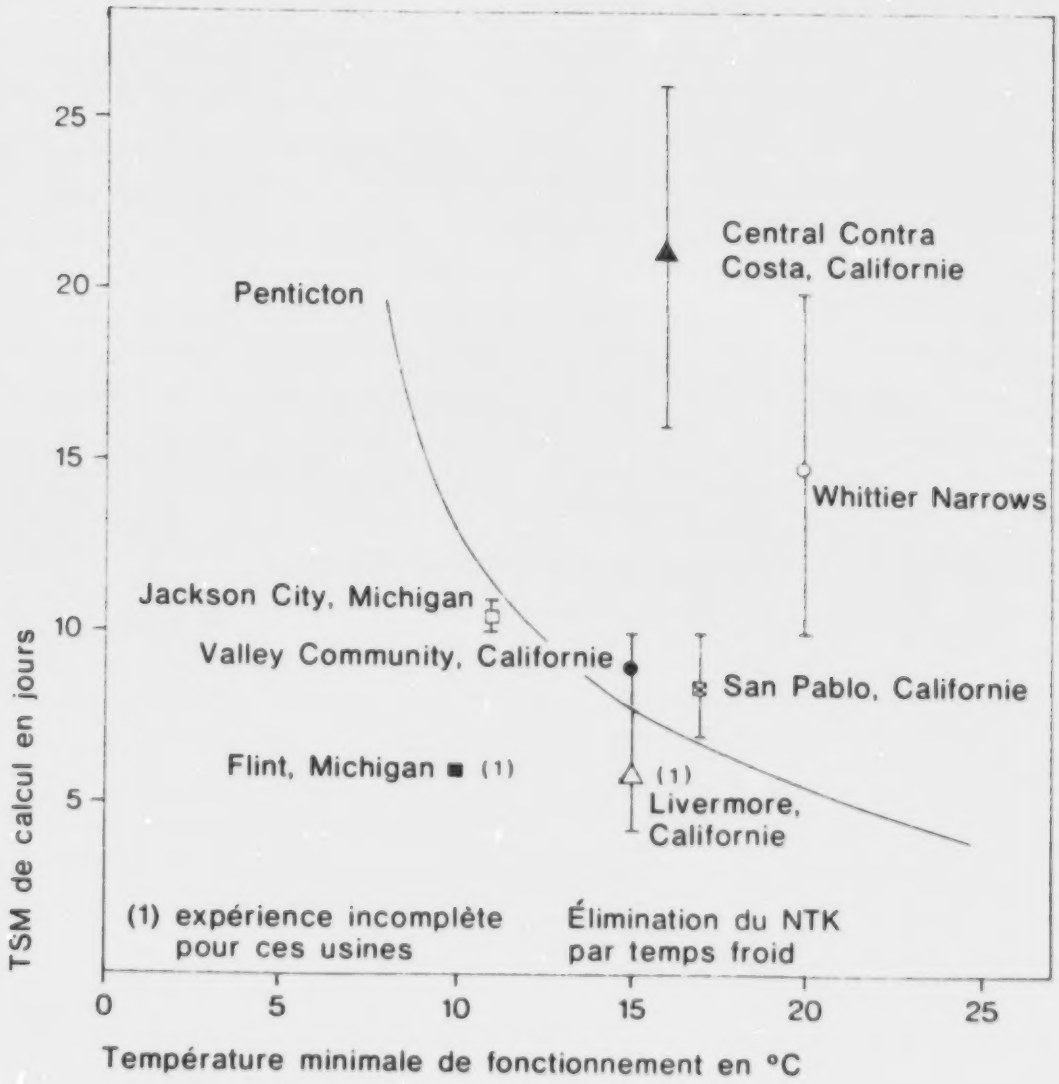


FIGURE 3-2 TEMPS DE SÉJOUR DES MATIÈRES DANS DES USINES D'ÉPURATION D'EAUX USÉES AVEC NITRIFICATION

Malheureusement, la majeure partie de la documentation existante examine la dénitrification selon la méthode du taux d'élimination. Le taux unitaire de dénitrification est exprimé par la masse d'équivalents-grammes d'azote-nitrate éliminée, sur la masse de matières volatiles en suspension (MVS), par jour. L'expression "équivalent-gramme de nitrate" englobe également la présence d'autres accepteurs d'électrons, comme les nitrites et l'oxygène dissous pénétrant dans un réacteur de dénitrification, lesquels doivent être éliminés avec les nitrates. Dans la pré-dénitrification, l'effet de l'oxygène devient particulièrement important, car il y a un fort taux de recirculation.

La méthode de taux unitaire pour le calcul de la dénitrification a été proposée en particulier pour les installations à boues séparées. À régime stationnaire, le taux de dénitrification dans des enceintes de dénitrification à boues séparées était d'ordre zéro pour la concentration de nitrate, et maximal aussi longtemps qu'il y avait présence d'un excès de carbone organique (21, 22). Sutton et al ont démontré que le taux de dénitrification n'était pas étroitement lié au TSM, du moins dans un intervalle de trois à neuf jours (11). Sutton et al ont proposé l'expression d'Arrhénius suivante pour le calcul des taux de dénitrification séparée (17):

$$K = 5{,}42 \times 10^{10} e^{-15300/RT} \qquad (3C)$$

où: K = taux de DN (kg $N\text{-}NO_3$/kg MVS•j)

T = température (°K)

R = Constante des gas parfaits (1,987 cal/g-mole °C)

À l'aide de cette expression, à la température minimale de calcul de 8°C, on a trouvé que le taux moyen d'élimination de nitrate était de 0,07 kg $N\text{-}NO_3$/kg MVS•j. C'est cette dernière valeur qui a servi de paramètre de calcul de base pour la post-dénitrification à deux boues. Le taux de Sutton, soit 0,07 j^{-1} à 8°C, est conforme aux données de la figure 5-2 du manuel de l'EPA (6) traitant de l'élimination de l'azote.

En utilisant la valeur calculée à l'aide de l'équation 3C, on n'a tenu compte d'aucun coefficient de sécurité pour le fonctionnement par temps froid. En fait, il est prévisible qu'une certaine quantité de $N\text{-}NO_3$ passera par temps froid, ce qui est acceptable puisque les objectifs de calcul prévoient un maximum de 5 mg/L de $N\text{-}NO_3$ dans l'effluent final. Le taux d'élimination calculé peut maintenant être converti en TSM grâce à l'équation suivante:

$$\frac{1}{TSM} = Y \cdot K - k_j = \bar{Y} \cdot K \qquad (3D)$$

où: Y est le rendement réel des organismes (kg MVS/kg $N\text{-}NO_3$)

K est le taux unitaire de dénitrification (kg $N\text{-}NO_3$/kg MVS•j)

k_j est le coefficient de décomposition (j^{-1})

$\bar{Y}$ est le rendement global net des organismes (kg MVS/kg $N\text{-}NO_3$)

À la section 3.5, Y = 0,8 a été choisi comme valeur de calcul pour les organismes dénitrifiants. Par conséquent, pour K = 0,07 j^{-1} et $\bar{Y}$ = 0,8, on a calculé le TSM requis dans le réacteur anoxique DN, avec, comme résultat, 18 jours.

Le TSM pour le réacteur anoxique DN dans une installation de nitrification/dénitrification à une boue est défini comme la quantité totale de matières volatiles dans le système, divisée par la production quotidienne totale de MVS, multipliée par la fraction du volume total du bassin occupé par le réacteur anoxique. Cette méthode pour déterminer le TSM est fondée sur l'hypothèse voulant que le bassin anoxique constitue le seul milieu où les organismes dénitrifiants peuvent croître. Or, ce n'est pas le cas, car beaucoup des organismes hétérotrophes aérobies qui se développent dans les bassins d'aération peuvent également agir comme dénitrifiants. Par conséquent, il n'est pas absolument certain que le TSM anoxique pour le système à une boue sera le même que le TSM pour le système post-DN à deux boues.

Sutton et al ont déterminé qu'un TSM minimal d'environ 5 jours est nécessaire pour une élimination à peu près complète du nitrate, aussi bien dans le système pré- que post-DN à une boue, et ce de 7 à 8°C (23). Cela s'applique à des systèmes utilisant une source de carbone soit interne soit externe, et où le carbone organique n'est pas limitatif. Comme on l'a déjà vu pour la post-dénitrification à deux boues, il n'est pas nécessaire d'utiliser un grand coefficient de sécurité pour la post-dénitrification à une boue, car un peu de nitrate peut s'échapper sans conséquences graves pendant les mois plus froids. D'un autre côté, l'élimination complète de nitrate dans le bassin anoxique du système pré-DN est essentielle, du fait que la quantité de nitrate apparaissant dans l'effluent traité est fonction à la fois du degré de recirculation et de la concentration de $N\text{-}NO_3$ à la sortie du bassin anoxique. Pour éviter une recirculation trop forte, il faut maintenir l'élimination complète du $N\text{-}NO_3$ dans le bassin anoxique. Un coefficient de sécurité relativement élevé est alors indispensable. À la lumière de ce qui précède et des données d'ingénierie,

des TSM théoriques de 10 jours pour la pré-DN et de 7 jours pour la post-DN à une boue ont été retenus.

La réduction du nitrate par respiration endogène se produit lorsqu'il ne reste pas assez de carbone organique en solution pour alimenter le substrat des bactéries dénitrifiantes. Jusqu'ici, les chercheurs ont exprimé l'élimination endogène de nitrate sous forme de taux unitaires. La méthode du TSM n'est pas appropriée, car il n'y a pas de rendement mesurable des micro-organismes, associé à la respiration endogène. Il n'y a pas accord unanime en ce qui concerne la sensibilité de la réduction des nitrates à la température, par respiration endogène. Sutton et al ont fourni des données qui étayent la théorie voulant que le taux unitaire soit principalement fonction du TSM du système, et que la température exerce très peu d'effet (17). Les données de Sutton seront utilisées comme base de calcul dans la présente étude; elles sont présentées au tableau 3-1, accompagnées des valeurs calculées de TSM, étudiés précédemment.

TABLEAU 3-1 RÉSUMÉ DES PARAMÈTRES DE CALCUL DE LA DÉNITRIFICATION

Procédé	Valeur calculée
Post-DN à deux boues (source de carbone externe)	TSM = 18 jours
Pré-DN à une boue (carbone interne ou externe)	TSM = 10 jours
Post-DN à une boue	TSM = 7 jours
Tous les systèmes (Élimination de nitrate endogène)	$0{,}007\ j^{-1}$ TSM >20 $0{,}010\ j^{-1}$ TSM 11 à 19 $0{,}014\ j^{-1}$ TSM <10

D'après Barnard, l'élimination de phosphore est meilleure sans addition chimique dans le cas du procédé de pré-dénitrification, mais aucune explication technique n'est proposée pour ce phénomène (10, 24). Sutton et al ont confirmé l'observation de Barnard, en démontrant qu'un procédé d'élimination de l'azote par pré-dénitrification a donné une quantité moindre de résidus de phosphore total filtrable dans l'effluent traité, qu'un système à post-DN (23). Même s'il est possible qu'une diminution semblable puisse se produire pour le phosphore de l'effluent à Penticton, les données actuelles ne sont pas suffisantes pour prédire quelles économies pourraient être faites.

3.5 Besoins en carbone organique

C'est le méthanol qui est habituellement proposé comme source de carbone externe pour la dénitrification. McCarty et al ont montré qu'environ trois parties de méthanol par partie d'équivalent-gramme d'azote-nitrate sont nécessaires pour l'élimination complète du nitrate dans des systèmes de DN à boues séparées (25). C'est un ordre de grandeur qui se compare relativement bien à la valeur de 2,5 parties de méthanol par partie d'azote-nitrate, proposée par McCarty comme besoin théorique en méthanol. Sutton et al ont aussi démontré qu'un rapport de consommation de trois à un peut aussi s'appliquer au procédé post-DN à une boue (23).

La concordance est généralement moins bonne lorsqu'on compare les besoins en carbone pour la pré-dénitrification, par rapport aux systèmes post-dénitrification. Barnard signale qu'il faut 11,5 kg de DCO totale dans les eaux usées par kg de $N\text{-}NO_3$ pour obtenir une dénitrification efficace dans le procédé pré-DN mis au point par lui (10). On ne sait pas si cela inclut l'équivalent de nitrate pour l'oxygène dissous dans le débit de recirculation. Sutton et al ont observé qu'il fallait environ 9 kg de DCO filtrable libre par kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$ pour que l'élimination du nitrate soit complète dans le bassin anoxique (23). Dans ces conditions, la DCO totale atteignait 18 kg par kg de $N\text{-}NO_3$. Sutton a également constaté qu'il n'y avait réduction complète du nitrate dans son système pilote pré-DN que si au moins une source de carbone externe, comme du méthanol, était utilisée pour compléter la source de carbone interne. Christensen et al en sont arrivés à la conclusion qu'un rapport de 4 kg DBO_5/kg $N\text{-}NO_3$ seulement suffisait (26).

D'après les données précédentes, il est difficile d'évaluer les besoins en carbone pour la pré-dénitrification à Penticton. Cela est malheureux du fait qu'un rapport limitatif carbone/azote risquerait d'avoir des conséquences non négligeables sur la quantité de méthanol complémentaire requise. Pour la présente étude, on a pris comme rapport de consommation pour la pré-dénitrification, 14 kg de DCO totale dans les eaux usées brutes par kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$.

Le méthanol sera utilisé comme complément dans un rapport de 9 kg de méthanol comme DCO/kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$, et ce lorsqu'il n'y a pas suffisamment de DCO dans les eaux usées brutes pour permettre une dénitrification complète. Cela équivaut à 6 kg de méthanol/kg de $N\text{-}NO_3$, ou le double de la valeur utilisée pour la post-dénitrification.

On a étudié la possibilité d'utiliser des déchets industriels très concentrés, moins coûteux, pour remplacer le méthanol. Monteith a caractérisé des sources de déchets organiques dans l'industrie canadienne qui pourraient servir de sources de carbone (27). La conclusion précisait qu'un déchet devait renfermer une concentration de DCO de plus de 60 000 mg/L, avec une distance maximale de transport de 110 km, pour pouvoir concurrencer le coût du méthanol. Cela supposait que le coût du transport pour la source de carbone serait défrayé par la municipalité concernée. Dans cet ordre d'idée, les déchets de petit lait de la fromagerie Noca Dairies Ltd. de Salmon Arm constitueraient la seule source industrielle potentielle de carbone pour Penticton. Mais, l'entreprise est située à 118 km de Penticton, et pendant certaines périodes estivales, il peut y avoir manque de déchets par suite des baisses de production de fromage. Par ailleurs, le petit lait a une forte odeur, ce qui pourrait entraîner des plaintes pendant le stockage à l'usine, et il pourrait y avoir assez d'azote dans les déchets pour accroître la concentration totale d'azote dans l'effluent de l'usine de 1 mg/L. À cause de toutes ces difficultés, la possibilité d'utiliser sur le plan économique et pratique des déchets de petit lait à Penticton, comme source de carbone pour la DN, semble très incertaine.

Plusieurs autres sources de carbone sous forme de déchets pourraient se révéler intéressantes pour Penticton si les frais de transports étaient absorbés en totalité ou en partie par le fournisseur, qui disposerait ainsi d'une méthode peu coûteuse pour éliminer ces déchets. Cela supposerait des négociations directes avec un fournisseur éventuel, mais on en était encore très loin au moment de la présente étude.

3.6 Production de boues

Le tableau 3-2 présente les rendements utilisés pour l'évaluation de la production de boues dans la présente étude.

TABLEAU 3-2 RENDEMENTS NETS POUR LA BIOMASSE

Procédé	Rendement
Élimination DBO_5	0,40 kg MVS/kg DBO_5 éliminé
Élimination NTK	0,05 kg MVS/kg NTK éliminé
Élimination $N\text{-}NO_3$	0,80 kg MVS/kg $N\text{-}NO_3$ éliminé

On peut évaluer la production de boue soit en supposant un rendement net, soit en calculant un rendement net d'après des valeurs hypothétiques du rendement véritable, le coefficient de décomposition et l'âge des boues, comme précédemment dans l'équation 3D. Les valeurs ci-dessus sont représentatives des rendements nets pour les boues, qui ont été signalés dans le cas de systèmes à boues activées à TSM relativement élevé.

Une estimation théorique de la cinétique de croissance montre que la production totale de boues dans un système pré-DN devrait être inférieure à celle obtenue avec un procédé similaire de post-dénitrification à boue unique; en effet, la DBO_5 dans les eaux usées brutes est consommée pendant la réduction des nitrates, et n'atteint pas le bassin d'aération où elle contribuerait normalement à la croissance des organismes hétérotrophes. Cependant, le nombre limité de résultats expérimentaux dont on dispose ne vont pas dans ce sens (23). Les rendements totaux pour les boues semblent comparables dans les deux systèmes, à condition qu'il n'y ait pas présence d'un excès de méthanol. Par conséquent, en l'absence de données plus rigoureuses, les rendements totaux pour les boues dans le système à pré-DN ont été calculés de la même façon que pour la post-DN.

3.7 Alcalinité et pH

La consommation d'alcalinité pour le procédé combiné d'élimination du carbone et d'oxydation de l'ammoniac a été mesurée par Sutton et al, qui ont obtenu un rendement de 6 kg $CaCO_3$/kg $N\text{-}NH_4$ (moyenne géométrique) (28). Ce résultat est très proche de la consommation d'alcalinité, signalée par d'autres chercheurs. Par contre, c'est plus faible que la valeur théorique de 7,1 kg $CaCO_3$/kg $N\text{-}NH_4$ proposée par McCarty, mais celui-ci n'avait pas inclus l'effet de l'assimilation de l'azote par les organismes hétérotrophes responsables de l'élimination de la DBO_5 (7).

L'alcalinité produite lors de la réduction des nitrates est théoriquement égale à la moitié de l'alcalinité consommée durant l'oxydation de l'ammoniac, ou 3,6 kg $CaCO_3$/kg $N\text{-}NO_3$ réduit.

Lorsqu'on considère les besoins en alcalinité pour les systèmes nitrifiants et dénitrifiants, il faut s'assurer que le pH n'atteigne pas une valeur qui risque d'inhiber l'activité biologique. Les données présentées dans le manuel de l'EPA (6) pour l'élimination de l'azote montrent que, dans le cas d'eaux usées renfermant une DBO_5 comparable à celle de Penticton, et avec l'hypothèse d'un rendement de 9 pour cent pour le transfert du gaz, une alcalinité résiduelle d'environ 50 mg/L, sous forme de $CaCO_3$, est nécessaire

pour maintenir le pH du système à 6,7 ou plus. Pour les besoins du calcul, on a considéré qu'il fallait une alcalinité résiduelle minimale de 50 mg/L sous forme de $CaCO_3$.

L'alcalinité moyenne des eaux usées à l'entrée de l'UEEU de Penticton (tableau 2-1) est de 180 mg/L de $CaCO_3$. Higgs a montré qu'il y avait une diminution moyenne de 35 mg/L d'alcalinité entre le puits humide et l'effluent de la station (5). Comme il n'y avait pas de nitrification au moment de l'étude, la chute d'alcalinité peut être attribuée au décapant usé, ajouté pour l'élimination du phosphore. Si on suppose que l'addition de décapant se fait en continu, c'est l'alcalinité de l'effluent de l'usine qui devrait servir à déterminer la quantité d'alcalinité disponible pour la nitrification. En 1976 et 1977, 13 mesures d'alcalinité de l'effluent traité ont été effectuées, avec, comme résultat, une concentration moyenne de 130 mg/L. Le surplus d'alcalinité disponible pour la consommation pendant la nitrification est de 80 mg/L de $CaCO_3$ (130 mg/L - 50 mg/L). Toute alcalinité supérieure à 80 mg/L sera obtenue par l'addition de chaux éteinte.

3.8 Besoins en oxygène

La quantité d'oxygène qui doit être injectée dans les eaux usées pendant le traitement varie directement avec la quantité de DBO_5 à éliminer et celle de NTK à oxyder. L'équation suivante, à l'aide de coefficients types, exprime mathématiquement ce processus:

$$\text{Oxygène}_p = 1{,}2\ DBO_5 + 4{,}6\ NTK\ (1\text{-}w) \qquad (3E)$$

où:

Oxygène_p = transfert d'oxygène requis dans les conditions du procédé (kg/j)

w = fraction du NTK qui passe dans la production de boue

DBO_5 = DBO_5 éliminée (kg/j)

NTK = NTK éliminé (kg/j)

Les systèmes de transfert d'oxygène sont généralement conçus pour fonctionner dans des conditions normales (c.-à-d. 100 kPa, 20°C et eau du robinet). Les équations 3F et 3G peuvent servir à relier le transfert d'oxygène à des conditions normales au transfert réel d'oxygène à diverses conditions de procédé.

$$\text{Oxygène}_p = \text{Oxygène}_n\ \alpha\ (1{,}024)^{T-20}\ \frac{\beta \cdot C_{sm} - C}{C_n} \qquad (3F)$$

$$C_{sm} = C_s^*\ \frac{P_b}{2P_a} + \frac{O_r}{42} \qquad (3G)$$

où: $Oxygène_n$ = oxygène transféré à des conditions normales de 20°C, 100 kPA, OD = 0,01 mg/L; eau du robinet.

α = rapport du taux de transfert massique d'oxygène aux conditions du procédé par le taux de transfert massique aux conditions normales (on peut prendre (0,85)).

T = température (°C); prendre comme température normale en été 21°C.

β = rapport de la saturation en oxygène des eaux usées à celle de l'eau du robinet à la même température. Valeur proposée = 0,95.

C_{sm} = saturation en oxygène à mi-profondeur de l'eau du robinet à la température du procédé.

C = concentration moyenne d'oxygène de l'eau à la température du procédé. La valeur retenue est de 2 mg/L pour éviter toute limitation pour le taux.

C_s^* = saturation en oxygène de l'eau du robinet à la température du procédé (mg/L).

C_s = saturation en oxygène de l'eau aux conditions normales de 20°C et 100 kPa.

P_f = pression au fond du réservoir en kPa. Prendre 134 kPa pour Penticton.

O_r = concentration d'oxygène dans le gaz du réservoir, en pourcentage. Prendre 20 pour cent.

P_a = pression atmosphérique normale. Prendre 97 kPa, à 335 m d'altitude pour Penticton.

L'équation 3G peut être résolue pour C_{sm} dans les conditions prévalant à Penticton. Il est ensuite possible de combiner les équations 3E et 3F pour exprimer les besoins en oxygène du système dans des conditions normales, pour l'élimination de la DBO_5 et de NTK. En remplaçant α, β, T, C_s, C_{sm} et C par leurs valeurs respectives, l'expression devient:

$$Oxygène_s = 1{,}7\ DBO_5 + 6{,}6\ NTK\ (1-w) \qquad (3H)$$

Dans le cadre de la présente étude, le besoin théorique en oxygène a été calculé pour une demande maximale en oxygène pendant deux semaines, multipliée par un facteur pic de 1,3.

3.9 Paramètres de calcul pour le décanteur

Une vitesse de débordement maximale de 1,6 m/h a été choisie pour la décantation primaire dans le cas d'un débit maximal de deux semaines. C'est l'ordre de grandeur que l'on rencontre généralement dans les installations de traitement primaire.

Il est essentiel que les seconds décanteurs fonctionnent de façon sûre et efficace si l'on veut maintenir pendant toute l'année les TSM élevés, nécessaires pour la nitrification et la dénitrification. La taille des seconds décanteurs peut être limitée soit par les vitesses de débordement maximales, soit par la charge maximale en matières dans la zone de compression de la boue. Le taux de recirculation et (ou) la concentration de MVSLM dans le bassin augmente parallèlement à la charge de matières à l'entrée du décanteur. Dans la présente étude, la taille des seconds décanteurs correspondait à une vitesse de débordement maximale de 1,2 m/h ou à une charge maximale de matières de 3,5 $kg/m^2.h$ en hiver. Il a également été tenu compte d'une vitesse de débordement minimale de 0,70 m/h pour éviter qu'un système théorique ne requière, à un coût inacceptable, des décanteurs très grands suite à une réduction maximale des volumes des bassins de nitrification et de dénitrification. Les charges de matières proposées se situent habituellement entre 2,5 et 6,3 $kg/m^2.h$ pour les décanteurs secondaires. En hiver, les charges sont moindres du fait que le débit de boue diminue avec la température. Par exemple, Planz propose 2,5 $kg/m^2.h$ comme charge maximale de matières dans le cas d'un effluent contenant de 20 à 30 mg/L de MES à une température de 13 à 15°C (29). Dans le cas du décanteur secondaire, il est aussi proposé une profondeur minimale de 3,7 m pour la paroi latérale.

4 SOMMAIRE POUR LE CALCUL

4.1 Utilisation du système existant

Conformément aux plans d'expansion du système de traitement secondaire existant à Penticton, proposés par les consultants de la ville, il a été tenu compte pour la conception des trois systèmes d'élimination de l'azote, de l'utilisation en continu des décanteurs primaires existants, avec conversion des décanteurs secondaires en décanteurs primaires dans le système agrandi prévu pour 1995. Les rénovations nécessaires pour l'enceinte de dégrillage et les décanteurs, pouvant répondre à un débit maximal calculé de $1{,}8 \times 10^4$ m^3/j, ne sont pas comprises dans la présente évaluation.

La figure 4-1 représente schématiquement l'usine d'épuration des eaux, proposée pour le débit prévu en 1995, y compris l'élimination d'azote. Les surfaces hachurées de la figure représentent de nouvelles installations qui doivent être construites. Même si, en pratique, la section d'élimination de l'azote du système de traitement incorporera le bassin d'aération existant de 1690 m^3, elle apparaît à la figure 4-1 comme une nouvelle construction, car le coût des nouvelles constructions est à la base des estimations comparatives de coût, présentées dans cette étude (chapitre 5).

Les calculs détaillés pour le procédé, examinés dans le présent chapitre, ne s'appliquent qu'aux procédés d'élimination du carbone organique et de l'azote de l'usine. Le calcul de la chloration, de l'évacuation de l'effluent, ainsi que de l'épaississement, du conditionnement et de l'évacuation des boues ne se situait pas dans le cadre de cette étude.

4.2 Sommaire des calculs

Le tableau 4-1 résume les résultats des calculs de procédé. L'appendice 2 présente étape par étape les calculs pour le procédé de pré-dénitrification à une boue. Les calculs pour les deux autres procédés ont été effectués de la même façon.

Les volumes totaux pour les trois systèmes d'élimination d'azote sont comparables. Dans chaque cas, le temps de séjour hydraulique, total, théorique, à un débit moyen de $1{,}55 \times 10^4$ m^3/j, est approximativement de un jour. Dans le procédé de post-dénitrification à deux boues, il y a 8,3 heures d'aération pour l'oxydation du carbone organique et la nitrification, comparativement à 4 à 6 heures d'aération dans les usines classiques à boues activées. Il faut environ 12 heures d'aération, selon l'écoulement hydraulique, dans les procédés à une boue.

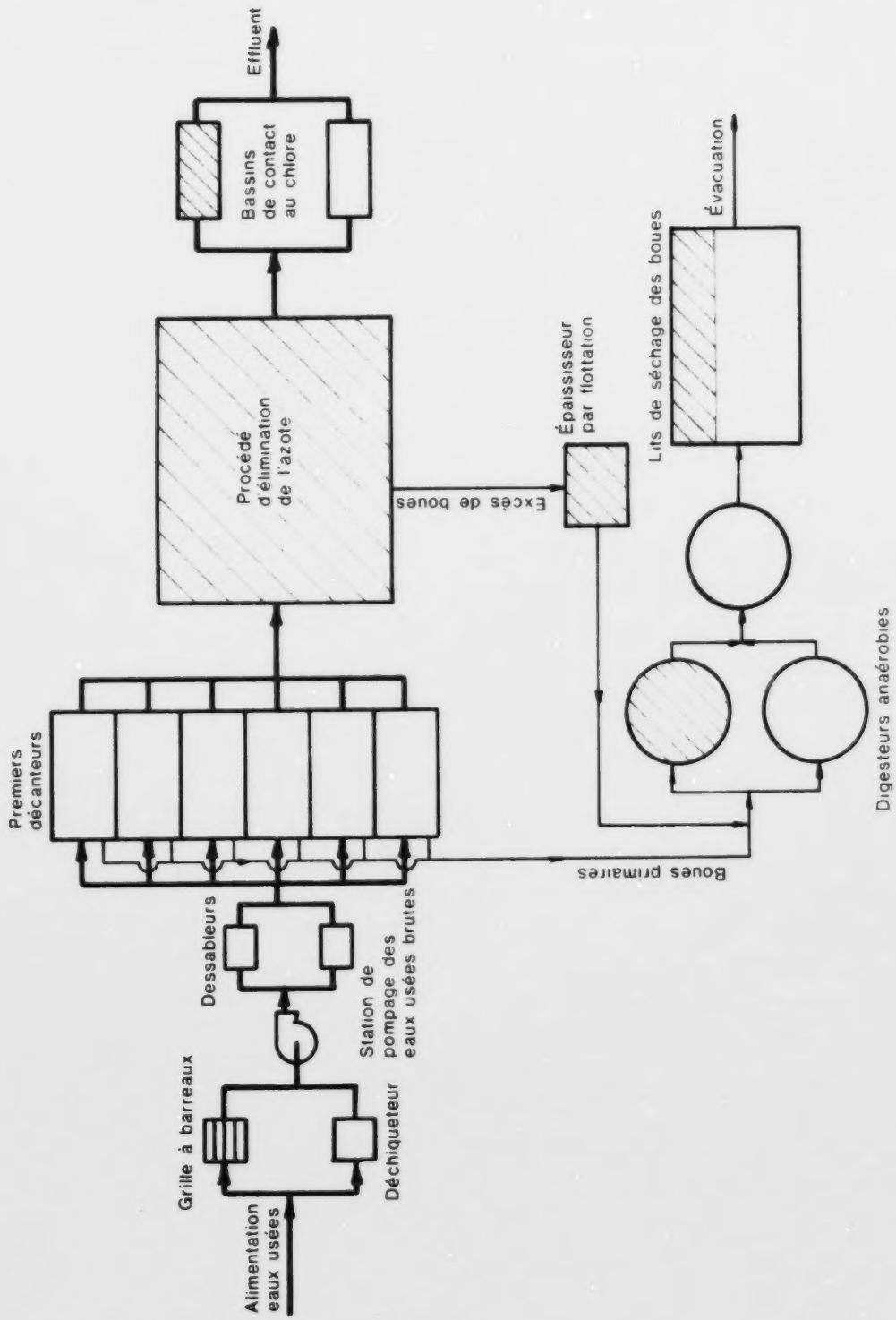


FIGURE 4-1 SCHÉMA DU PROCÉDÉ: SYSTÈME PROPOSÉ POUR PENTICTON

TABLEAU 4-1 SOMMAIRE DES CALCULS POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE

Procédé (débits de 1995)	Post-DN à deux boues	Post-DN à une boue	Pré-DN à une boue
Capacités de l'équipement			
Décanteurs primaires	Emploi des primaires existants et conversion des secondaires	Emploi des primaires existants et conversion des secondaires	Emploi des primaires existants et conversion des secondaires
Bassin d'élimination du carbone/nitrification	5 350 m^3	8 020 m^3	7 600 m^3
Décanteurs intermédiaires	Surface de 760 m^2	Aucun	Aucun
	3,7 m de hauteur pour paroi latérale		
Bassin de dénitrification	2 320 m^3	2 780 m^3	3 800 m^3
Bassin de post-aération	368 m^3	368 m^3	Aucun
Décanteurs finals	Surface de 760 m^2	Surface de 760 m^2	Surface de 760 m^2
	3,7 m de hauteur pour paroi latérale	3,7 m de hauteur pour paroi latérale	3,7 m de hauteur pour paroi latérale
Pompage des boues (min./moy./max.)			
Décanteurs intermédiaires	3,1/6,6/20 x 10^{-2} m^3/s	Aucun	Aucun
Décanteurs finals	3,1/6,6/20 x 10^{-2} m^3/s	3,1/6,6/20 x 10^{-2} m^3/s	3,1/6,6/20 x 10^{-2} m^3s
Bassins d'aération	Aucun	Aucun	65/75/100 x 10^{-2} m^3/s
Aération requise	10 700 kg O_2/j max.	10 700 kg O_2/j max.	6 800 kg O_2/j max.
	7 400 kg O_2/j moy.	7 400 kg O_2/j moy.	5 200 kg O_2/j moy.
Mélange bassin DN	Mélangeurs immergés à turbine pour les matières en suspension	Mélangeurs immergés à turbine pour les matières en suspension	Mélangeurs immergés à turbine pour les matières en suspension
Ajustement du pH	Équipement additionnel, stockage, tuyauterie et mesures	Équipement additionnel, stockage, tuyauterie et mesures	Équipement additionnel, stockage, tuyauterie et mesures
Méthanol	Équipement, stockage et mesures	Équipement, stockage et mesures	Équipement, stockage et mesures
Fonctionnement à 1,55 x 10^4 m^3/j			
Séjour hydraulique (MVSLM = 2 500 mg/L)			
Décanteur primaire	2,2 heures	2,2 heures	2,2 heures
Élimination du carbone/nitrification	8,3 heures	12,4 heures	11,8 heures
Décanteurs intermédiaires	4,4 heures	-	-
Dénitrification	3,6 heures	4,3 heures	5,9 heures
Post-aération	0,6 heure	0,6 heure	-
Décanteurs finals	4,4 heures	4,4 heures	4,4 heures
TOTAL	23,5 heures	23,9 heures	24,3 heures
Boues résiduaires (matières séchées)			
Primaires	1100 kg/j	1100 kg/j	1100 kg/j
Biologiques	~1500 kg/j	~1500 kg/j	~1500 kg/j
Produits chimiques			
Méthanol	3,8 x 10^5 kg/an	3,9 x 10^5 kg/an	2,6 x 10^5 kg/an
Chaux	3,7 x 10^5 kg/an	2,5 x 10^5 kg/an	0,9 x 10^5 kg/an

Les temps de séjour hydrauliques moyens dans les bassins de dénitrification sont respectivement de 3,6, 4,3 et 5,9 heures pour la post-dénitrification à deux boues, la post-dénitrification à une boue et la pré-dénitrification à une boue.

Il faut 0,6 heure de séjour de plus dans les bassins de post-aération des deux premiers systèmes.

Le volume total du bassin d'aération et du bassin de dénitrification à deux boues pour l'élimination de l'azote est beaucoup moindre que celui de l'un ou l'autre des procédés à une boue. Cependant, cet avantage se trouve annulé par la nécessité d'une décantation intermédiaire.

Il y a des différences profondes entre les trois procédés, au niveau des besoins en produits chimiques. Des calculs ont révélé qu'une alcalinité additionnelle doit être prévue pour les eaux usées pendant la nitrification, si on veut maintenir le pH du système entre 6 et 7. Comme Penticton dispose de l'équipement pour la chaux éteinte, c'est cette dernière qui a été retenue pour l'ajustement du pH. L'alcalinité produite durant la dénitrification dans les systèmes à une boue est partiellement ou complètement disponible pour la maîtrise de l'alcalinité pendant la nitrification, en raison de la recirculation à l'intérieur du système. Cela serait très efficace dans le procédé de pré-dénitrification, car toute l'alcalinité formée durant la dénitrification se retrouve dans le bassin d'aération. Les besoins en chaux pour le procédé post-DN à deux boues sont quatre fois supérieurs à ceux de la pré-dénitrification.

Il faut un tiers de moins de méthanol pour la pré-dénitrification, comparativement aux autres procédés, en raison de l'utilisation de la DBO_5 dans l'effluent primaire comme donneur d'électrons lors de la réduction du nitrate. Cette différence pourrait être beaucoup plus grande dans beaucoup de systèmes; en effet, dans un système de pré-dénitrification il n'y aurait pas normalement de décantation primaire, laquelle éliminerait de 20 à 30% de la DBO_5 totale des eaux usées brutes.

Les besoins de transfert d'oxygène pour la post-dénitrification à deux boues et pour celle à une boue sont en moyenne de 7400 kg O_2/j. Il en faut 30% de moins pour la pré-dénitrification, car une grande partie de la DBO_5 est éliminée grâce au nitrate employé comme source d'oxygène dans le bassin de dénitrification.

Un examen des besoins en recirculation des trois procédés révèle un net désavantage dans le cas du système de pré-dénitrification. Le volume total de recirculation de boue et de liqueur mixte pour la pré-dénitrification est six fois plus élevé que dans le cas de l'élimination d'azote par le procédé à deux boues, et douze fois plus

grand que dans le cas de la post-dénitrification à une boue. Le montant de l'immobilisation et celui des frais d'exploitation seront donc eux aussi sensiblement alourdis.

4.3 Composantes du procédé

Pour l'estimation du coût de l'élimination de l'azote, on a procédé aux choix des dimensions des bassins, ainsi que des pièces d'équipement, conformément aux valeurs nominales du tableau 4-1. Les descriptions des bassins et des pièces d'équipement choisis pour chacun des trois procédés apparaissent au tableau 4-2, suivies de schémas de fonctionnement détaillés aux figures 4-2, 4-3 et 4-4.

Toutes les composantes furent conçues pour fournir une capacité correspondant à un débit maximal de calcul de $1{,}8 \times 10^4$ m^3/j. Chaque composante comprenait au minimum deux unités afin de permettre l'entretien de chaque bassin sans avoir à mettre hors de service toute l'installation. De plus, chaque station de pompage disposait d'un compresseur à air et d'une pompe de réserve. La mise hors de service d'une pièce de l'équipement n'empêchera donc aucune station de pompage, ni la nitrification, de fonctionner à leur pleine capacité.

Les bassins de nitrification ont été conçus pour une hauteur d'eau latérale de 4,6 m. Aux fins de l'estimation du coût c'est une aération par diffusion d'air à barbotage grossier qui a servi à transférer l'oxygène dans le bassin de nitrification. Mais, d'autres systèmes devraient également être étudiés en détail.

Des mélangeurs à turbine immergée, à faible vitesse, furent choisis pour les bassins de dénitrification; leur rôle était de mélanger le contenu du bassin et d'empêcher le dépôt des matières en suspension. Les dimensions du bassin ont été choisies pour une configuration carrée ou rectangulaire, permettant d'améliorer le mélange. Les décanteurs après nitrification et les décanteurs finals étaient des réservoirs de forme circulaire. Des unités circulaires à rapide extraction des boues sont généralement moins coûteuses au niveau de l'immobilisation, de l'exploitation et de l'entretien; de plus, l'épaississement et l'élimination des boues sont plus efficaces que dans le cas du réservoir rectangulaire.

Les pompes à vis inclinée servaient au pompage des boues de recirculation. Ce type de pompe a l'avantage de fournir une capacité variable, sans instruments ni commandes complexes. Les pompes à vis ont généralement un rendement supérieur de 70 pour cent aux autres systèmes de pompage à faible hauteur de refoulement, quel que soit l'intervalle de fonctionnement, et elles coûtent moins cher.

TABLEAU 6-2 RESUMÉ POUR LES COMPOSANTES DU PROCÉDÉ, ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE

	Post-DN à deux boues	Post-DN à une boue	Pré-DN à une boue
Nitrification			
Bassin de nitrification			
Nombre d'unités	2	2	2
Largeur (m)	15	15	15
Longueur (m)	60	60	96
Hauteur d'eau latérale (m)	4,6	4,6	4,6
Volume, chacun (m^3)	2 760	4 140	3 860
Équipement d'aération			
Compresseurs			
Nombre d'unités	4	4	3
Capacité par unité (m^3/s)	1,9	1,9	1,7
Pression d'évacuation (kPa)	51	51	51
Puissance (kW)	149	149	149
Diffuseurs			
Type	Barbotage grossier	Barbotage grossier	Barbotage grossier
Efficacité de transfert aux cond. norm. (%)	8	8	8
Disposition	Roulement crosse	Roulement crosse	Roulement crosse
Décanteurs après nitrification			
Nombre d'unités	2		
Diamètre (m)	23		
Hauteur d'eau latérale (m)	3,7		
Type de mécanisme	Extraction rapide des boues		
Station de pompage des boues de recirculation			
Nombre de pompes	3		
Capacité par pompe ($m^3/s \times 10^2$)	9,1		
Type	Vis inclinée		
Taille (cm)	76		
Hauteur (m)	3		
Boues usées/Pompes à écume			
Nombre de pompes	3		
Capacité par pompe ($m^3/s \times 10^6$)	4,7		
Stockage et alimentation en chaux	Utilisation des installations existantes avec addition d'un réservoir de stockage de la suspension et d'une pompe d'alimentation supplémentaire pour chaque procédé d'élimination d'azote		
Dénitrification			
Bassin de dénitrification			
Nombre d'unités	2	2	2
Largeur (m)	15	15	15
Longueur (m)	15	15	30
Hauteur d'eau latérale (m)	5,2	6,1	6,3
Volume, chacun (m^3)	1 170	1 372	1 935
Mélangeurs			
Type	Turbine immergée à faible vitesse	Turbine immergée à faible vitesse	Turbine immergée à faible vitesse
Puissance (kW)	15	19	15
Nombre d'unités	2	2	2
Bassins de post-aération			
Nombre d'unités	2	2	
Largeur (m)	3	3	
Longueur (m)	15	15	
Hauteur d'eau latérale (m)	4,6	4,6	
Volume par bassin (m^3)	207	207	
Air requis ($m^3/s \times 10^4$)	0,21	0,21	
Bassins de pompage pour la recirculation de la liqueur mixte			
Nombre de pompes			4
Capacité par unité (m^3/s)			0,6
Type			Turbine à axe vertical dans la canalisation
Hauteur (m)			1
Stockage et alimentation du méthanol			
Capacité du réservoir de stockage (m^3)	57	57	28
Pompes à débit étalonné			
Nombre d'unités	2	2	2
Capacité par unité ($m^3/s \times 10^6$)	76	76	76
Décantation finale			
Décanteurs			
Nombre d'unités	2	2	2
Diamètre (m)	23	23	23
Hauteur d'eau latérale (m)	3,7	3,7	3,7
Type de mécanisme	Extraction rapide des boues	Extraction rapide des boues	Extraction rapide des boues
Boues résiduaires/Pompes à écume			
Nombre de pompes	3	4	4
Capacité par unité ($m^3/s \times 10^6$)	4,7	4,7	4,7
Station de pompage des boues de recirculation			
Nombre de pompes	3	3	3
Capacité par unité ($m^3/s \times 10^2$)	9,1	9,1	9,1
Type	Vis inclinée	Vis inclinée	Vis inclinée
Taille (cm)	76	76	76
Hauteur (m)	3	3	3

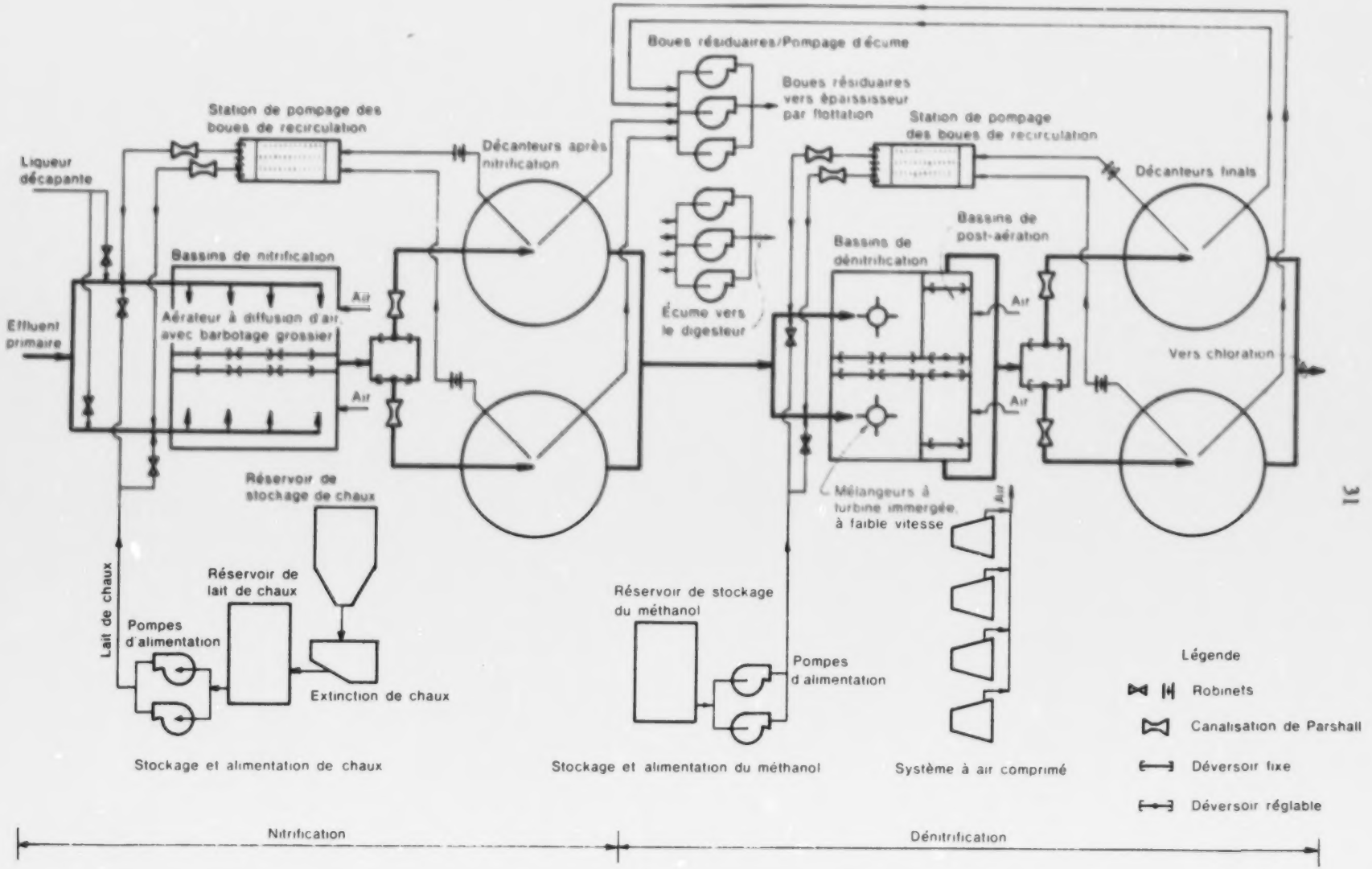


FIGURE 4-2 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA NITRIFICATION ET DE LA DÉNITRIFICATION À DEUX BOUES À PENTICTON

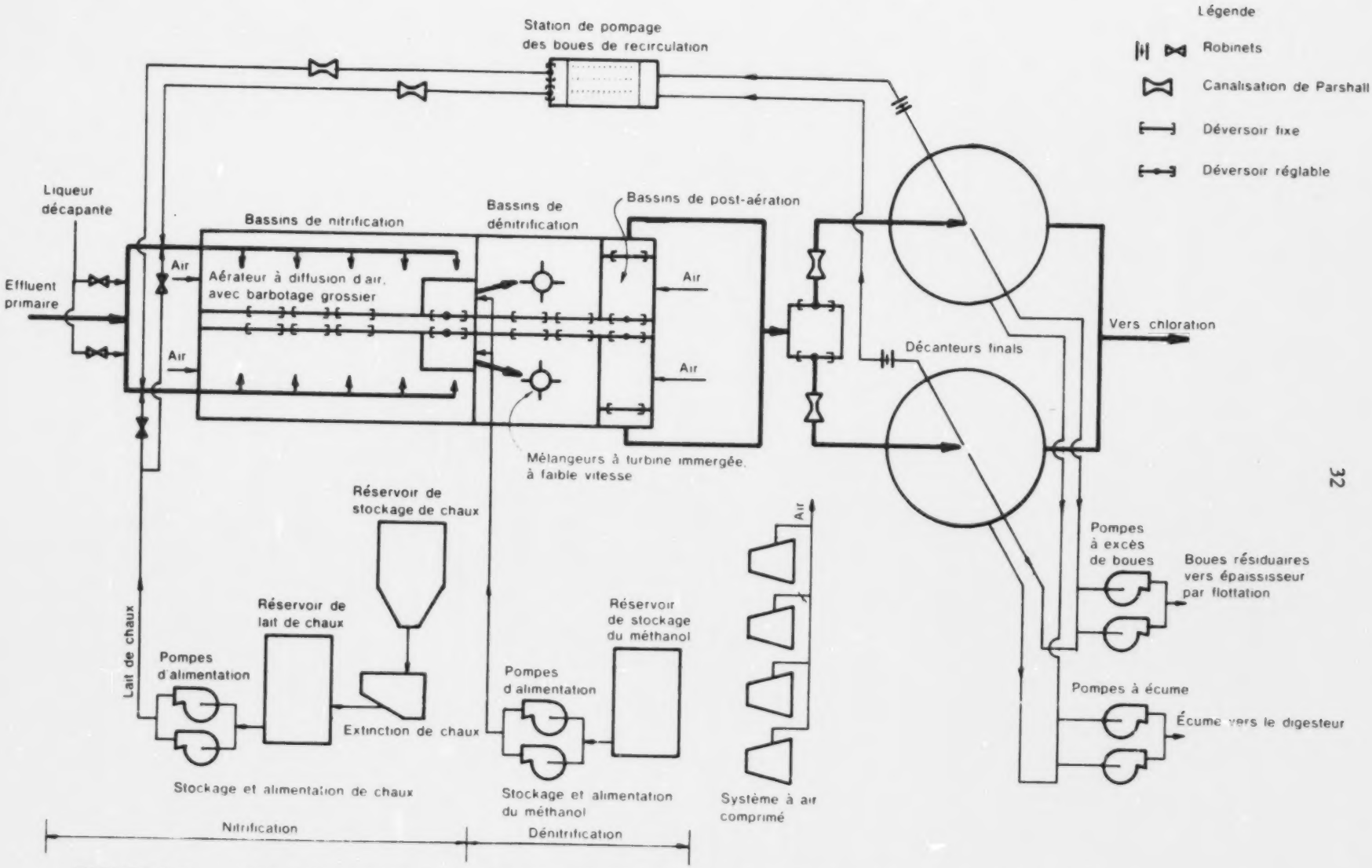


FIGURE 4-3 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE À PENTICTON

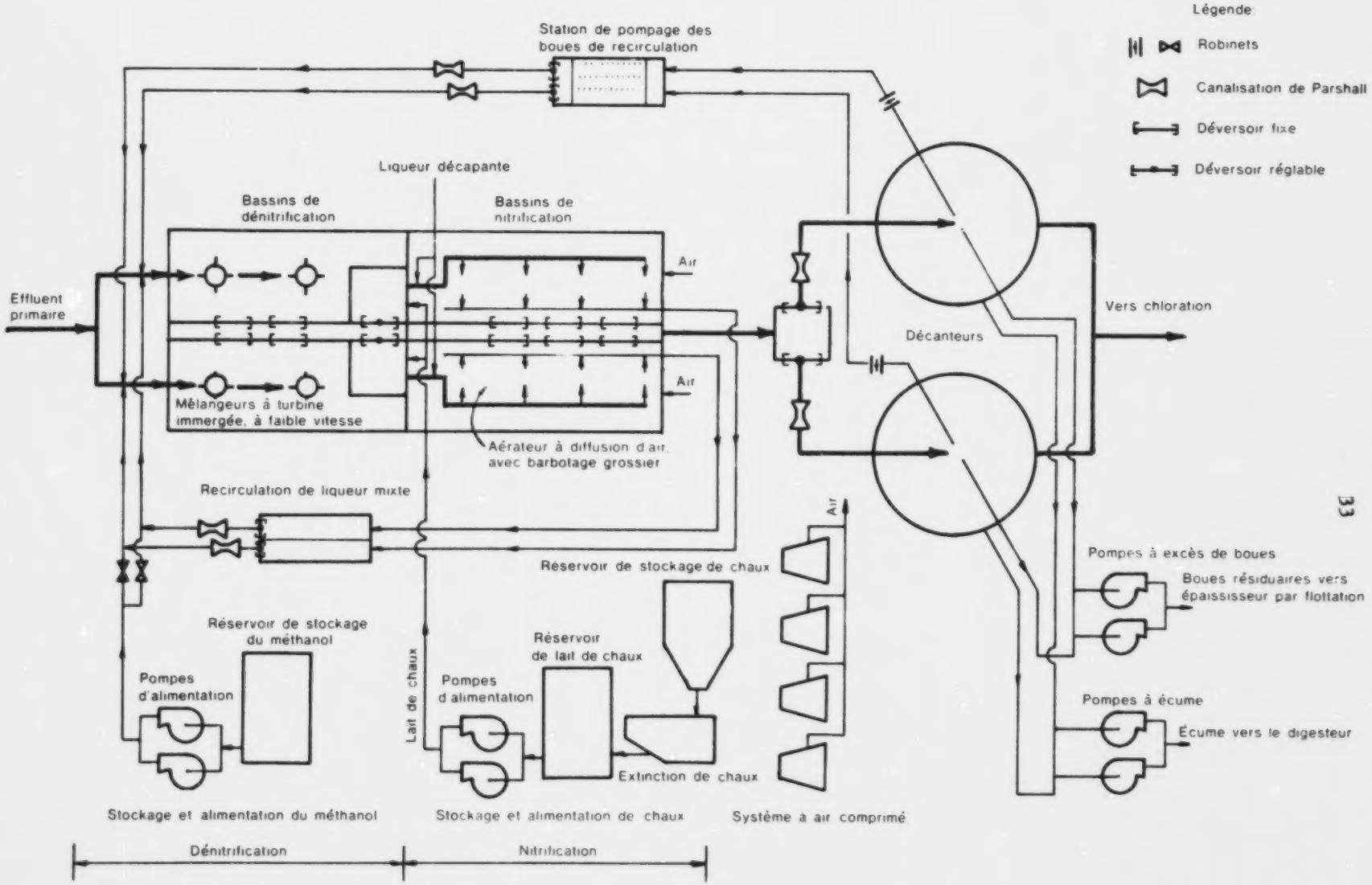


FIGURE 4-4 DIAGRAMME DE FONCTIONNEMENT DE LA PRÉ-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE À PENTICTON

La station Bardenpho d'épuration des eaux usées récemment construite à Johannesburg, en Afrique du Sud, utilise une pompe à turbine à axe vertical et de faible hauteur, qui permet à la liqueur mixte de recirculation provenant du bassin d'aération d'atteindre une hauteur suffisante. La liqueur mixte est recyclée par une canalisation ouverte jusqu'au bassin de pré-dénitrification. Ce système est moins coûteux que la recirculation des boues à l'aide de pompes à vis, et on pense qu'un dispositif comparable pourrait être utilisé à Penticton.

5 ÉTUDE COMPARATIVE DES COÛTS

5.1 Introduction

Les estimations de coûts ont été déterminées pour la post-dénitrification à deux boues, pour la post-dénitrification à une boue et la pré-dénitrification à une boue, procédés décrits au chapitre 4. Les coûts d'immobilisation, d'exploitation et d'entretien sont donnés pour chaque procédé, avec les comparaisons des coûts annuels et des valeurs actuelles. On compare les coûts des composantes requises pour l'élimination du carbone et de l'azote, de façon à déterminer quel est le procédé le plus rentable (figure 5-3). Le coût estimatif total du traitement des eaux usées à Penticton (incluant le prétraitement, le traitement primaire, l'élimination de l'azote par voie biologique, la désinfection, le traitement des boues et l'évacuation de l'effluent) est comparé au coût des méthodes les plus avancées pour l'élimination de l'azote (comme l'irrigation par pulvérisation et l'échange ionique). Enfin, des courbes de coût global sont présentées pour les procédés de conversion et d'élimination de l'azote, dans le cas de divers débits d'eaux usées, dérivés des données de calcul de Penticton.

5.2 Base pour les estimations de coûts

Les coûts d'immobilisation ont été déterminés d'après les notes d'orientation pour les estimations de coûts de l'EPA (30), les données et l'expérience relatives au coût de la CH_2M Hill (2, 31) et les renseignements sur les prix obtenus des fabricants. Les notes de l'EPA, élaborées à partir des coûts de construction réels d'un grand nombre de projets d'usines d'épuration, constituaient des estimations sûres pour une étude comparative des divers systèmes de traitement. Les chiffres de l'EPA furent ajustés sur les conditions économiques locales. Le coût de la main-d'oeuvre, de l'électricité, des produits chimiques, de l'équipement de remplacement et des fournitures permit d'évaluer les frais annuels d'exploitation et d'entretien. Les besoins en main-d'oeuvre ont été déterminés grâce aux notes sur le personnel de l'EPA (31) et aux renseignements publiés par Culp, Berjes et Puntenney (32). Les coûts sont exprimés en dollars de janvier 1979.

Les travaux de chantier (tuyauterie, plomberie, électricité, instrumentation, régalement et revêtement d'asphalte, etc.) représentaient 15% du coût d'immobilisation pour les composantes de base. Les imprévus atteignaient 20% du coût des immobilisations et des travaux de chantier. L'ingénierie et l'administration représentaient 20% du coût total de l'immobilisation, des travaux de chantier et des imprévus. Les estimations des

frais d'exploitation et d'entretien étaient basées sur les coûts unitaires de la main-d'oeuvre, de l'électricité et des produits chimiques à Penticton (Tableau 5-1).

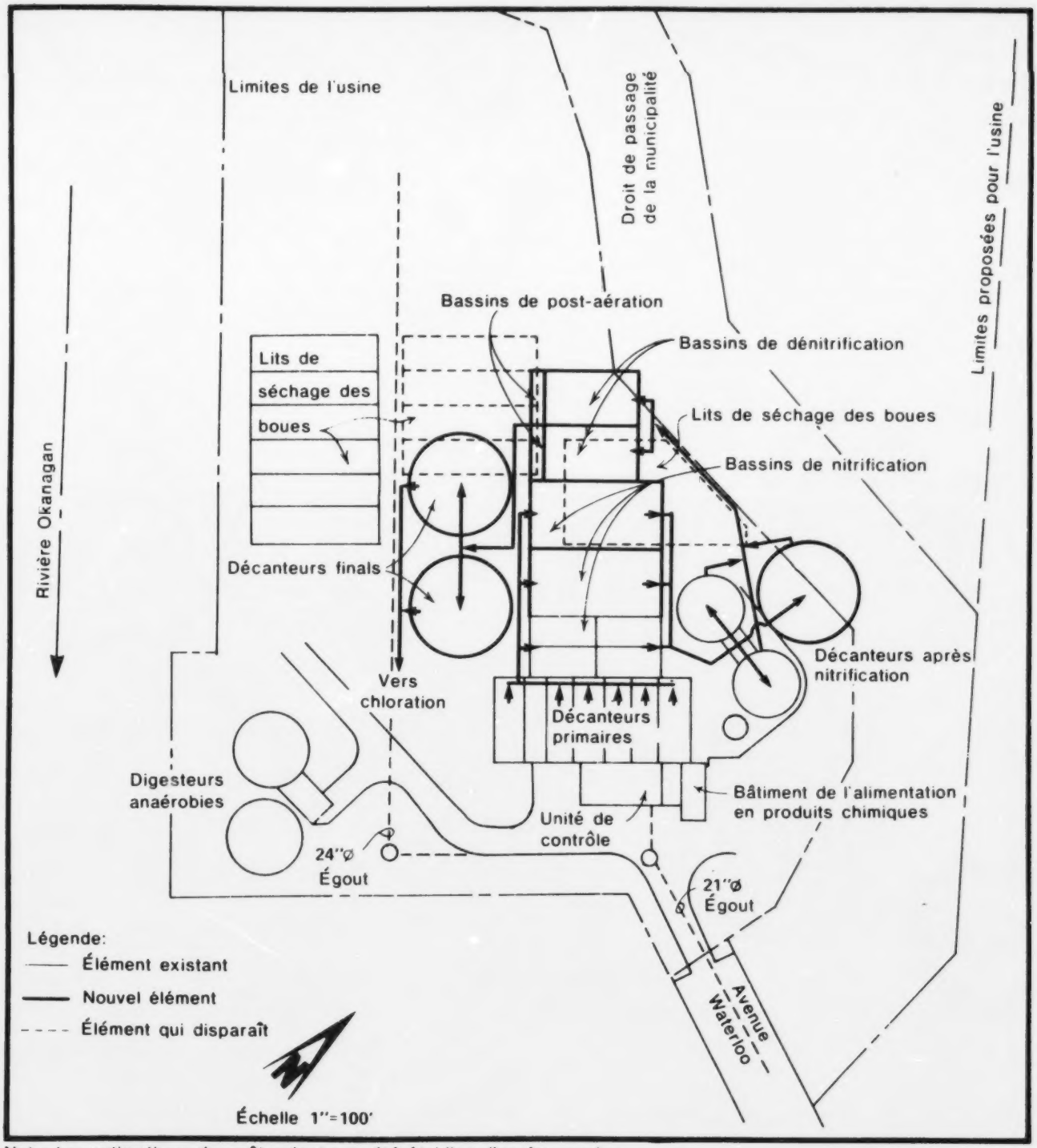
TABLEAU 5-1 DONNÉES DE BASE POUR L'ESTIMATION DES FRAIS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN

Poste	Coût unitaire
Main-d'oeuvre	22 000$/année-homme
Électricité	0,01$/kilowatt-heure
Chaux	72,70$/tonne
Méthanol	0,22$/litre
Liqueur décapante	2,11$/100 kilogrammes
Chlore	319$/tonne
Polymère	5,29$/kilogramme
Remplacement de l'équipement et fournitures	0,6% du coût total d'immobilisation/année

5.3 Procédés d'élimination de l'azote par voie biologique

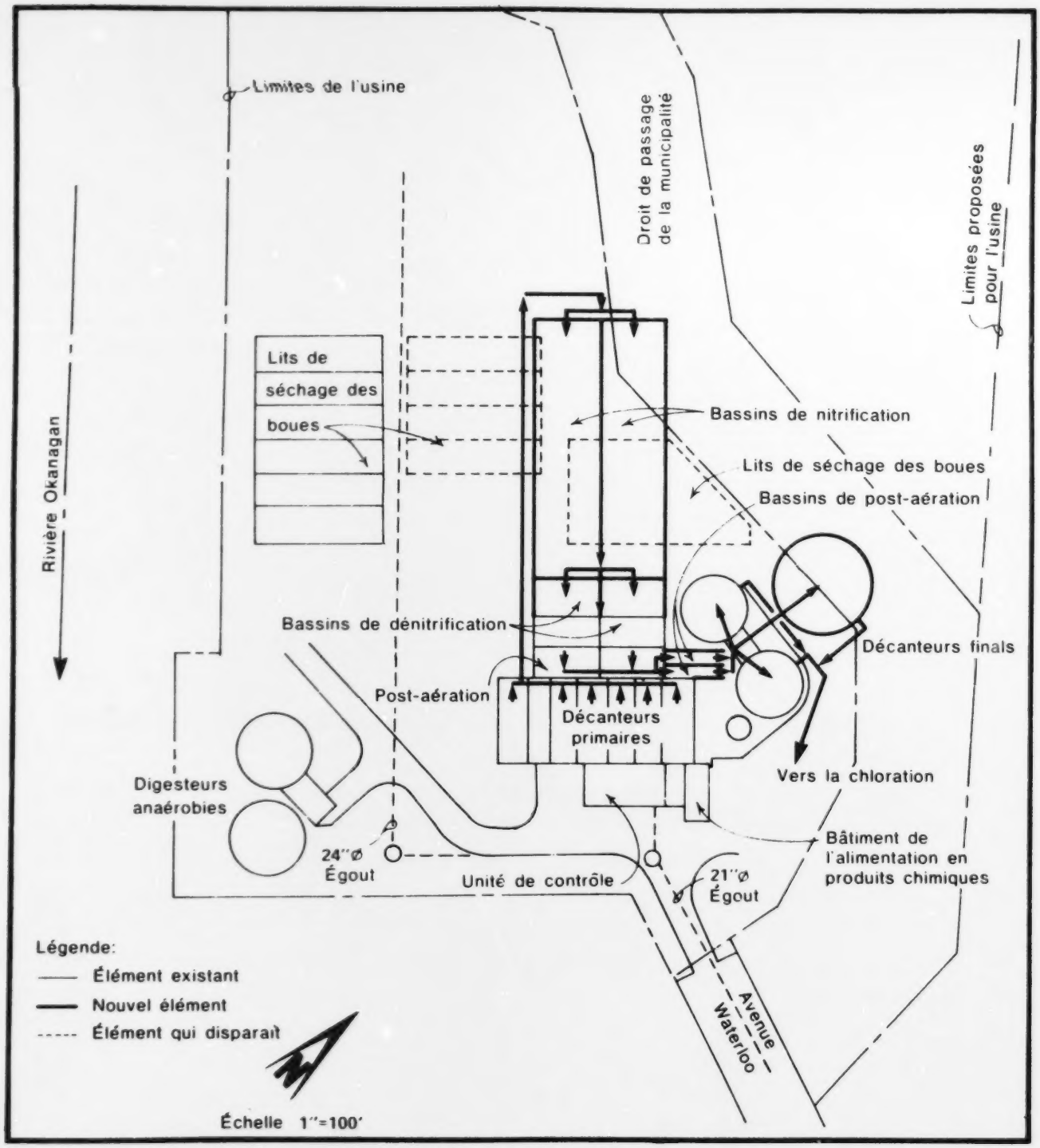
5.3.1 Coûts des installations d'élimination de l'azote par voie biologique (1995). Le coût estimatif de la composante d'élimination de l'azote de l'installation a été déterminé d'après le prix de nouvelles constructions pour toutes les composantes du tableau 4-2, et non d'après le coût de modification d'unités existantes, car les bassins requis sont beaucoup plus grands que ceux existant actuellement. De plus, des estimations préliminaires de coûts pour de nouvelles constructions sont beaucoup plus sûres que celles relatives à la modification de composantes existantes. Il semble que les unités déjà en place pourraient servir si leurs caractéristiques hydrauliques et structurelles le permettent, et si une analyse détaillée du coût montre qu'elles sont plus rentables que n'importe quelle autre construction neuve. Les plans préliminaires des figures 5-1, 5-2 et 5-3 montrent comment le procédé pourrait s'intégrer dans l'usine existante.

Le tableau 5-2 présente le coût estimatif de l'immobilisation, de l'exploitation et de l'entretien pour chacune des composantes du procédé d'élimination de l'azote par voie biologique. Il donne aussi, aux fins de comparaison, le coût de la nitrification et du traitement aux boues activées.



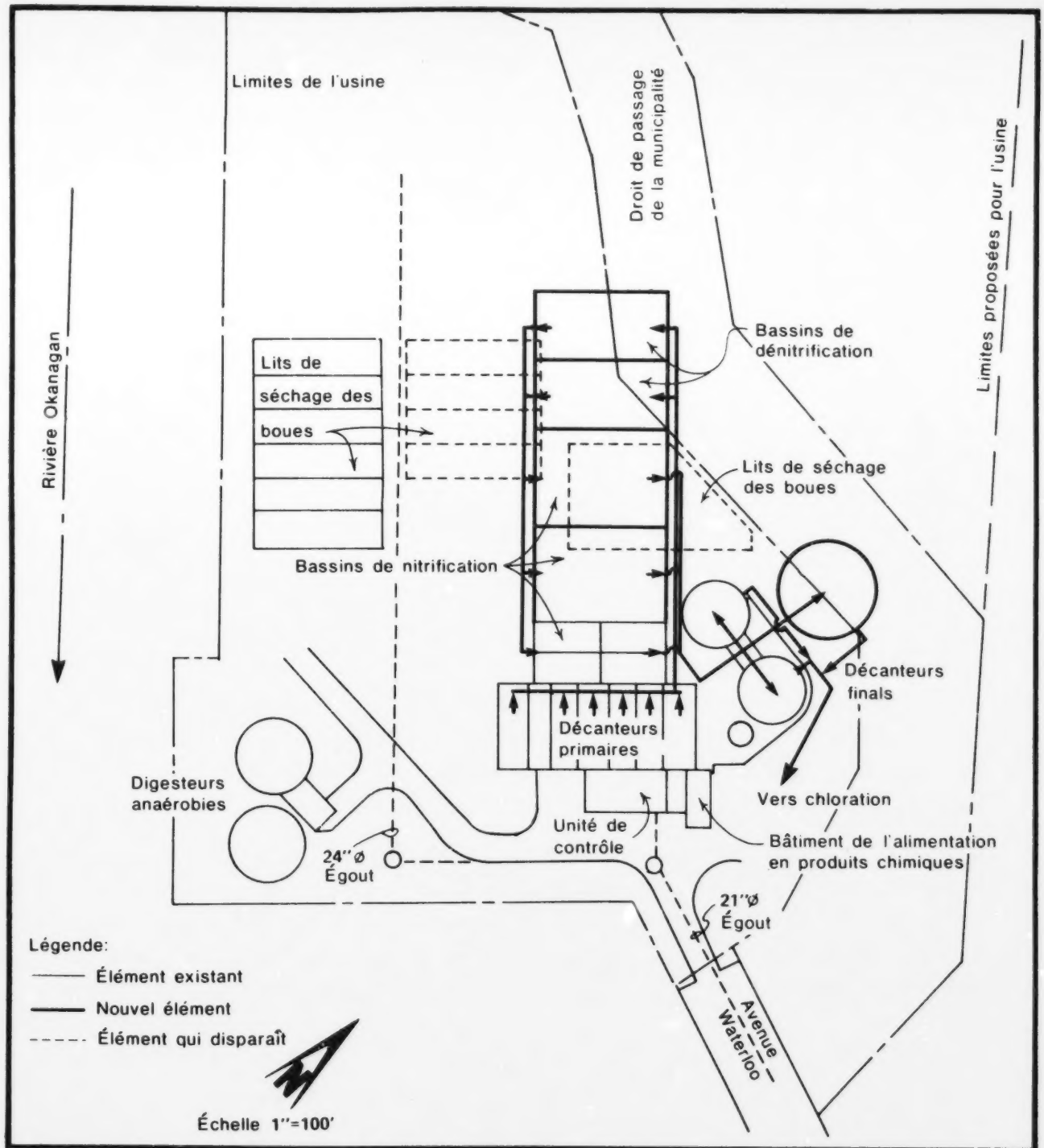
Note: les estimations de coûts n'ont pas été établies d'après ce plan.

FIGURE 5-1 INTÉGRATION DE LA POST-DÉNITRIFICATION À DEUX BOUES AUX INSTALLATIONS EXISTANTES



Note: les estimations de coûts n'ont pas été établies d'après ce plan

FIGURE 5-2 INTÉGRATION DE LA POST-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE AUX INSTALLATIONS EXISTANTES



Note: les estimations de coûts n'ont pas été établies d'après ce plan.

FIGURE 5-3 INTÉGRATION DE LA PRÉ-DÉNITRIFICATION À UNE BOUE AUX INSTALLATIONS EXISTANTES

TABLEAU 5-2 DÉTAILS DES COÛTS D'IMMOBILISATION, D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN, POUR DES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE

Coût/composante	Boues activées	Nitrification	Post-DN à deux boues	Post-DN à une boue	Pré-DN à une boue
Immobilisation					
Bassins d'aération	428 000$	535 000$	535 000$	669 000$	669 000$
Équipement d'aération	535 000	736 000	736 000	736 000	558 000
Station de pompage des boues de recirculation	120 000	120 000	120 000	---	120 000
Modifications au stockage et à l'alimentation de la chaux	---	15 000	15 000	10 000	8 000
Station de pompage de l'écume et de l'excès des boues	178 000	178 000	178 000	123 000	123 000
Décanteurs après nitrification	---	---	389 000	---	---
Bassins de dénitrification	---	---	268 000	312 000	401 000
Mélangeurs	---	---	85 000	100 000	134 000
Bassins de post-aération	---	---	49 000	49 000	---
Stockage et alimentation du méthanol	---	---	16 000	16 000	11 000
Station de pompage des boues de recirculation	---	---	120 000	120 000	---
Station de pompage de recirculation de la liqueur mixte	---	---	---	---	133 000
Décanteurs finals	320 000	389 000	389 000	389 000	389 000
Sous-total	1 581 000	1 973 000	2 900 000	2 524 000	2 546 000
Travaux de chantier (15%)	237 000	296 000	435 000	379 000	382 000
Sous-total	1 818 000	2 269 000	3 335 000	2 903 000	2 928 000
Imprévus (20%)	364 000	454 000	667 000	580 000	586 000
Sous-total	2 182 000	2 723 000	4 002 000	3 483 000	3 514 000
Ingénierie, administration (20%)	436 000	545 000	800 000	697 000	703 000
Immobilisation totale	2 618 000	3 268 000	4 802 000	4 180 000	4 217 000
Frais annuels d'exploitation et d'entretien					
Main-d'oeuvre	101 000	128 000	189 000	158 000	164 000
Électricité	20 000	27 000	30 000	30 000	27 000
Produits chimiques	---	33 000	160 000	150 000	94 000
Remplacement de l'équipement et fournitures	13 000	16 000	30 000	26 000	27 000
Frais annuels E et E	134 000$	204 000$	409 000$	364 000$	312 000$

Le tableau 5-3 compare la valeur actuelle et le coût annuel total pour les cinq procédés (tableau 5-2). Ces coûts sont en dollars de janvier 1979. Les valeurs actuelles ont été calculées pour une période de 20 ans d'exploitation et d'entretien à un taux d'escompte de 10,5%. Les coûts d'immobilisation pour chaque procédé ont été amortis à 10,5% d'intérêt sur 20 ans, et ajoutés aux frais annuels d'exploitation et d'entretien, la somme représentant le coût annuel total.

La nitrification/dénitrification à deux boues constitue le plus coûteux des trois procédés d'élimination d'azote, tant en immobilisation qu'en exploitation. Les taux comparatifs du tableau 5-3 montrent que le coût total du procédé à deux boues est supérieur de 15 à 20 pour cent à celui des systèmes à une boue. Les coûts d'immobilisation des systèmes de pré-dénitrification et de post-dénitrification à une boue sont à peu près comparables, mais les frais d'exploitation sont moindres pour la pré-dénitrification. Des trois procédés d'élimination d'azote, si on considère la valeur actuelle et le coût annuel, c'est la pré-dénitrification à une boue qui est la méthode la plus rentable, même si la différence entre la pré-dénitrification et la post-dénitrification à une boue est faible à Penticton. La différence serait plus grande si l'installation avait été nouvellement construite, car la station à pré-DN ne nécessiterait pas de décanteurs primaires.

Les chiffres des tableaux 5-2 et 5-3 montrent que le coût d'installations de nitrification et de dénitrification à Penticton est environ le double du coût du traitement pour l'élimination du carbone seul, et de 40 à 60 pour cent plus élevé que celui de la nitrification. Cependant, il ne faut pas oublier que les coûts apparaissant dans les deux tableaux n'incluent que les coûts d'immobilisation et les frais d'exploitation liés au traitement biologique des eaux usées de l'UEEU.

5.3.2 Coût d'une installation pilote de pré-dénitrification. Les coûts de l'élimination d'azote, examinés dans la section précédente, ont été déterminés à partir de la nitrification et de la dénitrification pour le débit prévu en 1995 à Penticton. Cela devait permettre de trouver une base solide pour le choix du meilleur procédé dans le cas de Penticton. Néanmoins, ces systèmes ne représentent pas nécessairement l'installation à l'échelle réelle la plus petite qui pourrait être construite au site existant pour démontrer la faisabilité du procédé. À partir d'une étude préliminaire, on a estimé que le bassin d'aération existant à quatre compartiments pourrait être converti en une installation expérimentale à l'échelle réelle pour la pré-dénitrification, de façon à traiter une fraction du débit de Penticton. On a procédé à une brève évaluation du procédé, ainsi qu'à l'estimation du coût d'immobilisation pour rénover et convertir cette partie de l'UEEU.

TABLEAU 5-3 COMPARAISON DES COÛTS DES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION D'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE

Coût/composante	Boues activées	Nitrification	Post-DN à deux boues	Post-DN à une boue	Pré-DN à une boue
Valeur actuelle*					
Immobilisation	2 618 000$	3 268 000$	4 802 000$	4 180 000$	4 217 000$
Valeur actuelle des coûts annuels d'E et E	1 103 000	1 679 000	3 366 000	2 996 000	2 567 000
Valeur actuelle totale	3 721 000$	4 947 000$	8 168 000$	7 176 000$	6 784 000$
Taux comparatif	0,55	0,73	1,20	1,06	1,00
Coût annuel					
Immobilisation amortie*	318 000$	397 000$	583 000$	508 000$	512 000$
Exploitation et entretien	134 000	204 000	409 000	364 000	312 000
Coût annuel total	452 000$	601 000$	992 000$	872 000$	824 000$
Taux comparatif	0,55	0,73	1,20	1,06	1,00

* Pour un taux d'escompte/intérêt de 10,5 pour cent pendant 20 années.

NOTE: Tous les coûts sont en dollars de janvier 1979.

L'installation expérimentale a été conçue pour traiter un débit moyen de 1500 m^3/j, avec assez de flexibilité pour répondre à des débits maximal et minimal de 3090 m^3/j et 1090 m^3/j. Il serait possible d'utiliser les prises d'eau existantes. Une partie de l'effluent provenant des clarificateurs primaires pourrait être séparée du circuit principal et dirigée vers le premier des quatre bassins d'aération existants. Chacun de ces bassins a une capacité hydraulique d'environ 423 m^3/j. Le premier serait le bassin de dénitrification. Le second et le troisième continueraient à jouer le rôle de bassins d'aération, et le dernier serait modifié pour devenir un décanteur terminal. L'installation comprendrait les éléments suivants: le stockage de chaux et de méthanol et l'équipement de mesure, les instruments pour mesurer les débits, la recirculation, l'excès des boues, le pH et l'oxygène dissous. Des systèmes de recirculation seraient installés pour permettre aussi bien la recirculation du sous-écoulement du décanteur que celle de la liqueur mixte d'un bassin à l'autre.

Les modifications proposées pour l'usine existante permettraient de faire fonctionner le système comme une installation de post-dénitrification à une boue, si nécessaire.

L'estimation pour la conversion initiale en installation pilote est de 385 000$ ($\pm$ 30 pour cent). La reconversion de l'installation après la période de fonctionnement comme station pilote est évaluée à 83 000$. Les deux montants sont en dollars de janvier 1979.

L'applicabilité et les coûts du procédé sont décrits de la façon suivante:

1) La ville de Penticton construira un système de traitement complètement séparé pour le débit nominal de 1995, et elle n'aura pas besoin de la capacité fournie par les bassins existants pendant au moins plusieurs années.
2) La ville acceptera l'utilisation proposée.
3) Une étude détaillée d'ingénierie des installations existantes sera entreprise pour vérifier si les modifications au procédé sont réalisables.
4) La reconversion n'entraînera que la suppression des installations pilotes après la période d'essai, et elle n'incluera pas l'intégration au nouveau système de traitement. L'intégration n'est pas possible actuellement, car aucun nouveau système de traitement n'a encore été choisi, ni étudié en détail.

5.4 Comparaison avec d'autres méthodes d'élimination de l'azote

5.4.1 Autres méthodes d'élimination de l'azote. On peut éliminer à divers degrés l'azote par d'autres méthodes que la nitrification et la dénitrification par voie biologique. Plusieurs de ces méthodes, avec les rendements prévus, sont brièvement décrites ci-dessous. Comme on se préoccupe également à Penticton de l'évacuation de DBO_5, de MEST et de phosphore, les taux d'élimination types pour ces éléments ont été inclus. Parmi les autres procédés envisagés, on peut citer ceux aux boues activées, à échange ionique, à extraction d'ammoniac et par épandage.

La méthode aux boues activées fait intervenir des bassins d'aération, un équipement d'aération, des décanteurs ainsi qu'un système de pompage des excès de boues et des boues de recirculation. Comme le procédé est conçu pour l'élimination de la DBO_5 et des MEST, seules des quantités limitées d'azote sont retirées. Le procédé aux boues activées élimine généralement de 15 à 25 pour cent d'azote. Ce pourcentage permettrait d'atteindre une concentration totale d'azote dans l'effluent de 26 à 30 mg/L. Les concentrations de DBO_5 et de MEST seraient chacune d'environ 20 mg/L. Après addition de liqueur décapante usée, la concentration totale de phosphore serait de 0,6 mg/L.

L'élimination de l'azote des eaux usées, par échange ionique, se ferait par un procédé aux boues activées, des bassins d'égalisation, une station de pompage, une filtration sous pression, et enfin par échange ionique à la clinoptilolite. L'addition de liqueur décapante usée servirait à éliminer le phosphore. L'égalisation permettrait de minimiser les coûts des procédés ultérieurs. La filtration sous pression réduirait la DBO_5 et les MEST qui risqueraient d'encrasser les milieux d'échange ionique, et cela permettrait aussi d'éliminer davantage de phosphore et d'azote organique. L'échange ionique grâce à la clinoptilolite éliminerait l'azote-ammoniac.

Les milieux d'échange seraient régénérés périodiquement par une solution qui élimine l'ammoniac accumulé. L'ammoniac serait éliminé de cette solution au cours d'une étape de récupération, comme celle du procédé de réduction et de récupération d'ammoniac (PRRA). Dans la méthode du PRRA, l'ammoniac est extrait d'une solution régénérée par augmentation du pH et passage de la solution à travers une colonne d'extraction à l'air. L'air contenant l'ammoniac est ensuite envoyé à travers une autre colonne où circule de l'acide sulfurique. L'ammoniac est absorbé par l'acide sulfurique pour donner du sulfate d'ammonium, utilisé comme engrais.

Le taux d'élimination de l'azote dépasserait normalement 90 pour cent, ce qui résulterait en une concentration d'azote dans l'effluent à Penticton, de 2 à 3 mg/L. La DBO_5 et les MEST seraient de l'ordre de 5 mg/L, et le phosphore total de moins de 0,5 mg/L.

L'élimination de l'azote par la méthode d'extraction de l'ammoniac comprendrait les étapes suivantes: traitement aux boues activées; traitement à la chaux en une seule étape; extraction à l'air de l'ammoniac et neutralisation par l'acide sulfurique.

Les boues activées permettraient d'éliminer la DBO_5, et les MEST. Le traitement à la chaux en une seule étape permettrait d'éliminer le phosphore et d'élever le pH des eaux usées pour l'extraction de l'ammoniac. Le pH élevé chasserait l'ammoniac de la solution et entraînerait la formation de gaz ammoniac, lequel serait extrait par l'air dans les colonnes. De l'acide sulfurique permettrait de neutraliser les eaux usées à un pH de 8 ou moins.

L'élimination d'azote pourrait être de 50 à 90 pour cent lorsque l'unité d'extraction de l'ammoniac est en service, ce qui résulterait en une concentration d'azote dans l'effluent de 4 à 18 mg/L à Penticton (6). Les concentrations de DBO_5 de MEST et de phosphore total seraient respectivement de 10 mg/L, 10 mg/L, et 0,5 mg/L.

Comme l'extraction de l'ammoniac par l'air est généralement difficile lorsque la température chute en dessous du point de congélation, en raison de la formation de glace dans les colonnes et des faibles taux d'élimination, ce procédé ne convient peut-être pas pour Penticton. L'extraction à la vapeur, même si elle est techniquement possible, est beaucoup plus coûteuse.

La méthode d'épandage consisterait en un système de traitement par étang aéré, une station de pompage de l'effluent, 19 km de pipeline jusqu'à un étang de stockage, et environ 1012 ha de terres pour irrigation par pulvérisation. Le taux d'application serait de 76 cm par année, ce qui est proche des besoins en évapotranspiration des cultures. Ce procédé est considéré comme une méthode sans évacuation, avec pratiquement 100 pour cent d'élimination d'azote, de DBO_5, de MEST et de phosphore.

Le rendement estimatif de chacun des systèmes précédents est résumé au Tableau 5-4.

5.4.2 Coûts comparatifs. Le tableau 5-5 compare les coûts d'immobilisation et les frais annuels d'exploitation et d'entretien, ainsi que les valeurs actuelles pour les méthodes décrites précédemment, avec les coûts et les valeurs actuelles pour les

TABLEAU 5-4 RÉSUMÉ DES RENDEMENTS POUR DIVERSES MÉTHODES D'ÉLIMINATION DE L'AZOTE

Méthode	Concentration dans l'effluent (mg/L)			
	Azote* total (N)	DBO_5	MEST	Phosphore total (P)
Boues activées	26-30	∿20	∿20	0,6
Échange ionique	2-3	< 5	< 5	<0,5
Extraction d'ammoniac	4-18	<10	<10	<0,5
Épandage	0	0	0	0
Élimination d'azote par voie biologique	≤ 6	∿20	∿20	0,6

* Pour une quantité totale d'azote dans l'alimentation de 35 mg/L (N).

méthodes d'élimination de l'azote par voie biologique. Les coûts ont été établis pour une installation complète de traitement secondaire, incorporant l'élimination de l'azote; ils incluent le coût du pré-traitement, du traitement primaire, de la manipulation des boues et de l'évacuation. Le coût des composantes non associées à l'élimination d'azote, comme le traitement primaire et la manipulation des boues, a été obtenu à partir du système d'évacuation des eaux usées de Penticton (2).

Le coût estimatif du traitement des eaux usées incorporant la nitrification biologique, mais non la dénitrification, a été inclus dans les procédés présentés au tableau 5-5, car il s'agissait là d'une option possible de traitement à Penticton au moment de l'étude.

La qualité de l'effluent traité, issu d'une installation de nitrification, serait comparable à celle de l'effluent d'une installation à boues activées, à l'exception que la majeure partie de l'azote de l'effluent se trouverait sous forme de nitrate plutôt que d'ammoniac. Le coût estimatif du procédé à boues activées du tableau 5-5 a été obtenu à partir du coût de rénovation de l'usine existante, alors que celui des installations de nitrification tient compte de constructions neuves pour les bassins; le pompage des boues, l'équipement d'aération et la décantation finale étant évalués comme dans la méthode utilisée pour déterminer le coût des systèmes de nitrification plus dénitrification.

TABLEAU 5-5 COÛTS COMPARATIFS DE L'ÉLIMINATION D'AZOTE PAR VOIE BIOLOGIQUE ET D'AUTRES MÉTHODES

			Élimination biologique de l'azote (x 1 000$)			Autres méthodes (x 1 000$)		
	Boues activées (x 1 000$)	Nitrification (x 1 000$)	Post-DN à deux boues	Post-DN à une boue	Pré-DN à une boue	Échange ionique Clinoptilolite	Extraction de l'ammoniac	Épandage
Immobilisation	7 513$	8 600$	10 134$	9 512$	9 558$	15 980$	12 561$	19 434$
Exploitation et entretien annuels	421	485	600	555	503	629	679	162
Valeur actuelle de l'exploitation et de l'entretien*	3 456	3 992	4 938	4 568	4 140	5 177	5 589	1 333
Valeur actuelle totale	10 969$	12 592$	15 072$	14 080$	13 698$	21 157$	18 150$	19 712$**
Taux comparatifs	0,80	0,92	1,10	1,03	1,00	1,54	1,32	1,44

NOTE: Les coûts sont en dollars de janvier 1979 pour une installation à traitement complet à Penticton, avec une capacité de 1,8 x 10 m^3/j, 4540 kg DBO/j et un débit annuel moyen de 1,55 x 10^4 m^3/j.

* Pour un taux d'escompte de 10,5 pour cent sur 20 années

** Inclut une valeur de récupération de 365 000$ pour le pipeline, calculée selon une dépréciation en ligne droite et une durée de vie de 40 ans; une valeur de récupération de 690 000$ pour les terres, calculée selon une évaluation composée à 3 pour cent de la valeur des terres sur 20 ans, et un taux d'escompte de 10,5 pour cent.

Les coûts pour le système d'échange ionique à la clinoptilolite ont été déterminés à partir de coûts réels de construction d'un système semblable, conçu par CH_2M Hill à Tahoe-Truckee, en Californie.

Les coûts du système d'extraction de l'ammoniac ont été obtenus à l'aide des données relatives au coût, proposées par le Commonwealth of Virginia (33).

Dans le cas de la méthode d'épandage, les coûts du traitement, du transfert et du stockage provenaient du plan d'évacuation des eaux usées de Penticton (2). C'est CH_2M Hill Ltd qui a déterminé les coûts pour un système final d'évacuation par pulvérisation pour l'irrigation, au taux de 76 cm par année.

Pour toutes les méthodes, excepté l'épandage, les coûts incluent une conduite de refoulement vers le lac Skaha et un exutoire immergé; à un coût d'immobilisation d'environ deux millions de dollars, cela représente une fraction importante de l'immobilisation totale pour chacun des procédés. Les données de coût du tableau 5-5 ne sont donc pas représentatives d'autres endroits au Canada. Elles ne sont données qu'aux fins de comparaison des différentes options applicables à Penticton.

Le tableau 5-5 montre que la nitrification plus dénitrification par voie biologique est plus rentable pour Penticton que d'autres méthodes d'élimination d'azote (c'est-à-dire si l'on tient compte des objectifs relatifs à l'effluent du tableau 2-4). Si on se fonde sur la valeur actuelle, la pré-dénitrification représente une augmentation de 25 pour cent du coût, comparativement au traitement par les boues activées, et une hausse de 9 pour cent par rapport à la nitrification par voie biologique. L'extraction d'ammoniac, l'échange ionique et l'épandage reviennent tous nettement plus chers.

5.5 Courbes des coûts généraux

La présente section présente les courbes des coûts généraux d'immobilisation, ainsi que d'exploitation et d'entretien, pour plusieurs procédés de nitrification et de dénitrification. On a considéré quatre systèmes différents: nitrification/dénitrification à deux boues, pré-dénitrification à une boue, nitrification seule et traitement aux boues activées. Ces courbes ont été obtenues à partir des coûts estimatifs distincts pour des stations de $0{,}45 \times 10^4$ m^3/j, $1{,}5 \times 10^4$ m^3/j et $4{,}5 \times 10^4$ m^3/j, et d'après les caractéristiques des eaux usées à Penticton comme base de calcul. Les coûts de l'équipement, de l'énergie électrique, des produits chimiques et de la main-d'oeuvre sont également basés sur les valeurs pour Penticton, utilisées précédemment dans cette section.

Les coûts d'immobilisation, d'exploitation et d'entretien pour les nouvelles installations présentées aux figures 5-4 et 5-5, ont été obtenus à l'aide de la même base de calcul que celle ayant conduit aux données de coût du tableau 5-2. Les coûts ne couvrent que les parties des usines de traitement, associées à l'élimination de carbone et d'azote. En sont exclus les ouvrages régulateurs, les décanteurs primaires ainsi que le traitement et la désinfection des boues. Les coûts en immobilisation de la figure 5-4 n'incluent pas les 20 pour cent d'imprévus, couverts par les coûts du tableau 5-2, mais ils tiennent compte des travaux de chantier et de l'ingénierie.

Les figures 5-6 et 5-7 présentent les courbes des coûts des installations nécessaires pour compléter des usines existantes de traitement aux boues activées. Les coûts supplémentaires d'immobilisation correspondent au coût des besoins supplémentaires en volume de bassin, ainsi qu'en équipement d'aération, de mélange et d'alimentation chimique. On a supposé qu'il ne serait pas nécessaire de procéder à des rénovations majeures pour les décanteurs finals existants et que ceux-ci pourraient traiter la charge supplémentaire de matières, due à la conversion de l'usine. Comme précédemment, le coût d'immobilisation inclut les travaux de chantier et l'ingénierie. On a ajouté 15 pour cent d'imprévus, en raison de l'incertitude dans la prévision des coûts de rénovation des usines existantes.

La figure 5-4 montre qu'une multiplication par 10 de la taille de l'usine entraîne une multiplication par 5 du coût d'immobilisation d'un système à boues activées, et une multiplication par 6 de ce même coût dans le cas d'un système à pré-dénitrification. La différence est causée par l'écart relatif au niveau de la contribution au coût d'immobilisation des composantes mécaniques par rapport aux composantes de construction. Dans le cas des systèmes aux boues activées, les composantes mécaniques constituent un pourcentage sensiblement plus élevé des coûts totaux d'immobilisation, alors que le procédé à pré-dénitrification requiert un volume de bassin plus grand. Les coûts unitaires des composantes mécaniques augmentent avec la capacité de l'usine, mais plus lentement que les composantes de construction. Par conséquent, le pourcentage plus élevé de composantes mécaniques dans une usine à boues activées se reflète par un accroissement moindre du coût total d'immobilisation lorsque la taille de l'usine augmente.

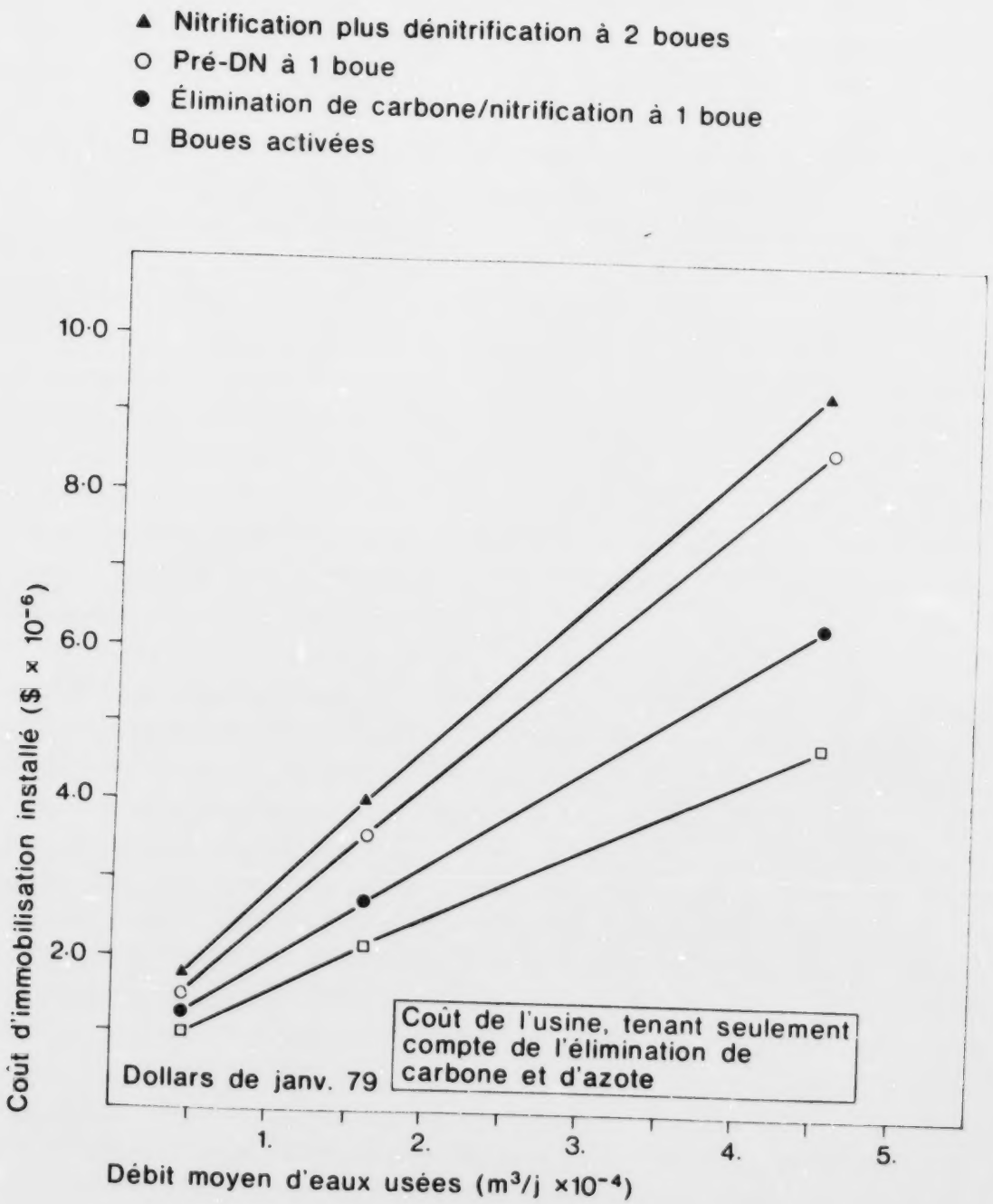


FIGURE 5-4 COÛT D'IMMOBILISATION INSTALLÉ POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DU CARBONE ET DE L'AZOTE

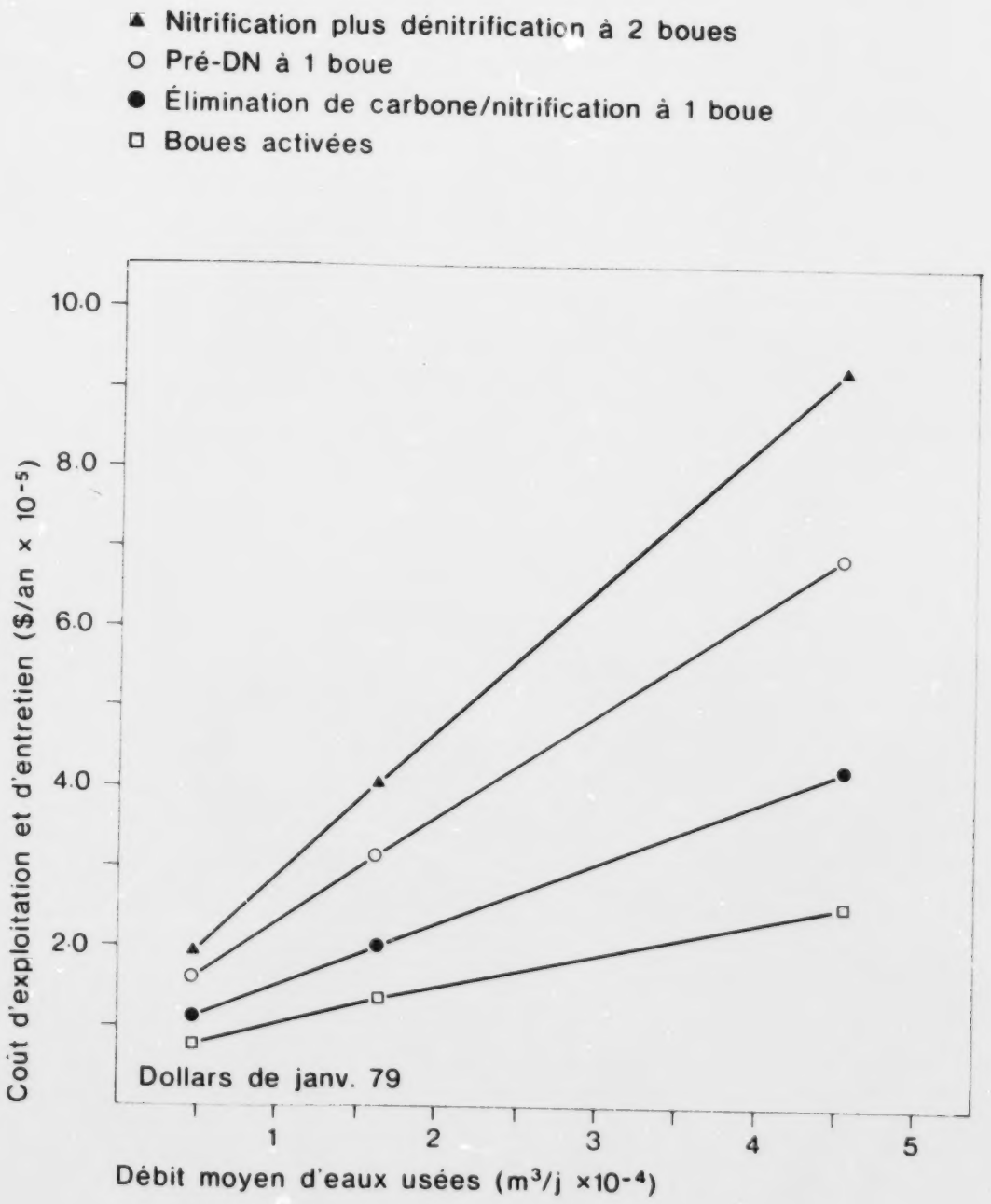


FIGURE 5-5 COÛTS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN POUR LES PROCÉDÉS D'ÉLIMINATION DU CARBONE ET DE L'AZOTE

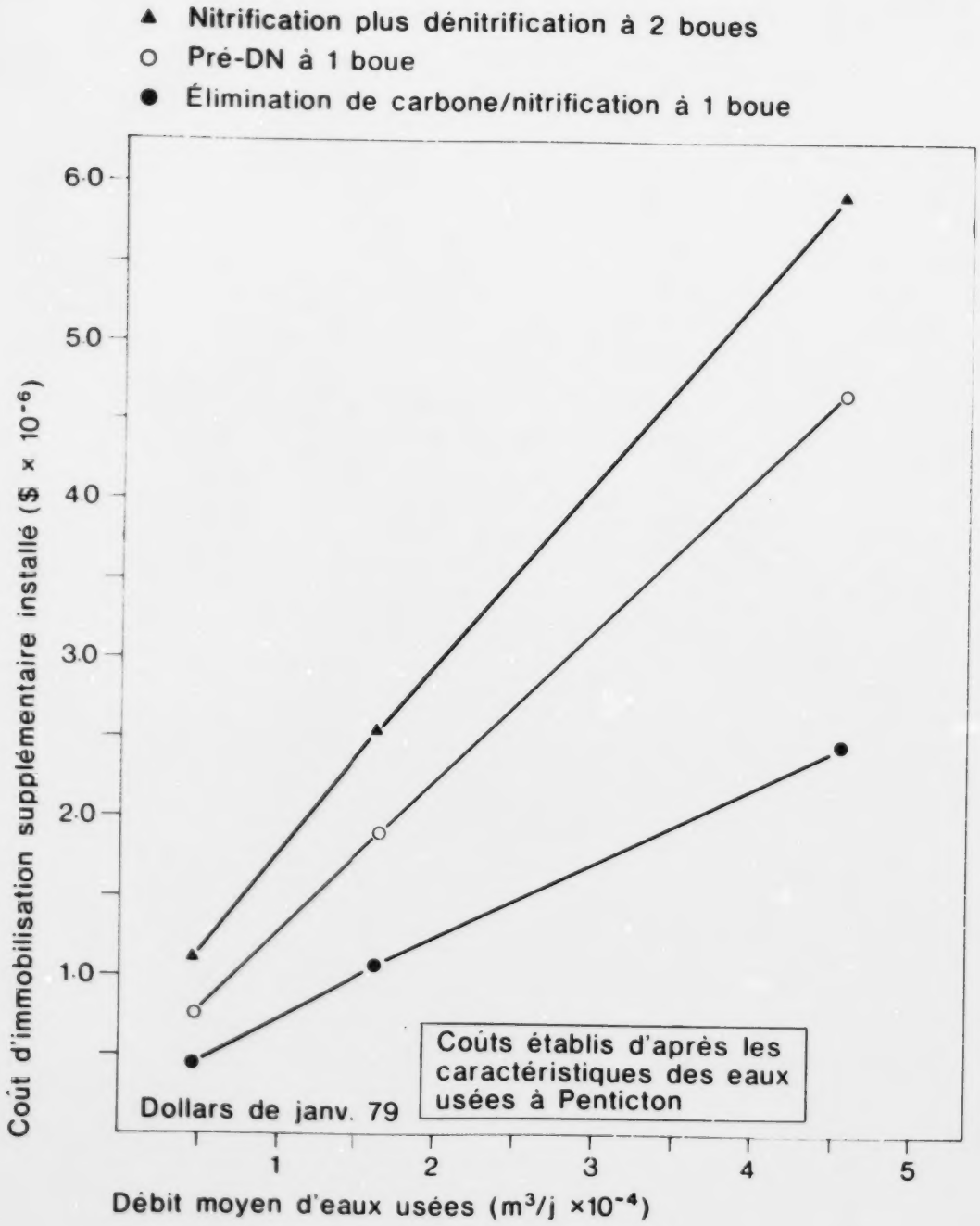


FIGURE 5-6 COÛTS ADDITIONNELS POUR LA CONVERSION EN AZOTE ET L'ÉLIMINATION D'AZOTE DANS LES INSTALLATION EXISTANTES À BOUES ACTIVÉES

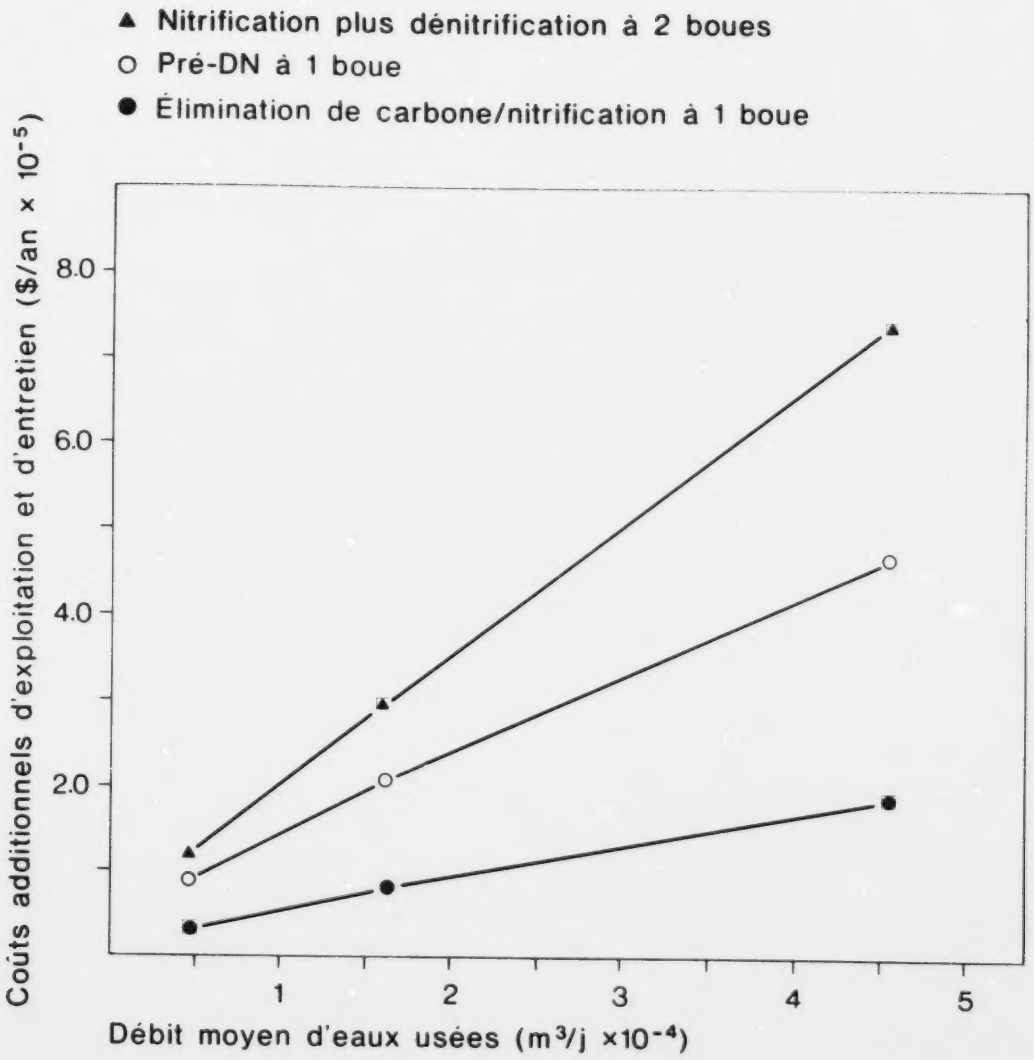


FIGURE 5-7 COÛTS ADDITIONNELS D'EXPLOITATION ET D'ENTRETIEN POUR LES PROCÉDÉS DE CONVERSION ET L'ÉLIMINATION DE L'AZOTE DANS LES INSTALLATIONS EXISTANTES FONCTIONNANT AUX BOUES ACTIVÉES

RÉFÉRENCES

1. Summary Report of the Consultative Boards Including the Comprehensive Framework Plan Prepared Under the Okanagan Basin Agreement (Mars 1974).

2. CH_2M Hill Ltd., "Summary Report, Penticton Wastewater Disposal Plan", pour la Corporation of the City of Penticton (Avril 1977).

3. Brown, M.P., and D. Smith, "Case History of Phosphorus Removal, Penticton, B.C." présenté au Nutrient Control Seminar, Kelowna, C.-B., du 29 au 31 octobre 1975.

4. "No on City Sewage Plant: Gov't", The Penticton Herald, 9 décembre (1977).

5. Higgs, T.W., "A Study of Municipal Wastewater Toxicity, Penticton Water Quality Control Centre, July 1976", pour la Direction de la protection de l'environnement, Service de la protection de l'environnement (S.P.E.), Région du Pacifique, Environnement Canada. Manuscrit 77-6 (1977).

6. "Process Design Manual For Nitrogen Control", U.S. Environmental Protection Agency, Technology Transfer (Octobre 1975).

7. McCarty, P.L., "Nitrification-Denitrification by Biological Treatment", Cours par correspondance sur la dénitrification des eaux usées municipales, Stanford University (1973).

8. Van der Geest, A.T., and W.C. Witvoet, "Nitrification and Denitrification in Carrousel Systems", Progress in Water Technology, 8, 653 (1977).

9. Tholander, B., "An Example of Design of Activated Sludge Plants with Denitrification", Progress in Water Technology, 8, 661 (1975).

10. Barnard, H.L., and P.G.J. Meiring, "Sources of Hydrogen Donors and their Effects on Denitrification Rates", Progress in Water Technology, 8, 577 (1977).

11. Sutton, P., K.L. Murphy, and B.E. Jank, "Nitrogen Control: A Basis for Design with Activated Sludge Systems", Progress in Water Technology, 8, 467 (1977).

12. Sutton, P., K.L. Murphy, B.E. Jank, and B.A. Monaghan, "Efficacy of Biological Nitrification", Jour. Water Pollution Control Fed., 47, 2665 (1975).

13. Mulbarger, M.C., "Nitrification and Denitrification in Activated Sludge Systems", Jour. Water Pollution Control Fed., 43, 2059 (1971).

14. Wild, H.E., C.N. Sawyer, and T.C. McMahon, "Factors Affecting Nitrification Kinetics", Jour. Water Pollution Control Fed., 43, 1845 (1971).

15. Downing, A.L. and A.P. Hopwood, "Some Observations on the Kinetics of Nitrifying Activated Sludge Plants", Schweiz Zeits Hydrol, 26, 271 (1964).

16. Lawrence, A.W., and P.L. McCarty, "Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation", Proc. ASCE, Jour. San. Eng. Div., 757 (1970).

17. Sutton, P.M., K.L. Murphy, and B.E. Jank, "Kinetic Studies of Single Sludge Nitrogen Removal Systems", présenté à la 9e Conférence de l'International Association of Water Pollution Research, Johannesburg, Afrique du Sud (1977).

18. Adams, C.E., and Y. Argaman, "Comprehensive Temperature Model for Aerated Biological Systems", Progress in Water Technology, 9, 397 (1977).

19. Ford, D.L., C.S. Shih, and E.C. Sebesta, "Temperature Prediction in Activated Sludge Basins Using Mechanical Aerators", 27th Purdue Industrial Waste Conference, 587 (1972).

20. Horstkotte, G.A., D.G. Niles, D.S. Parker, and D.H. Caldwell "Full-Scale Testing of a Water Reclamation System", Jour. Wat. Poll Control Fed., 46 (12), 181 (1974).

21. Dawson, R.N. and K.L. Murphy, "Factors Affecting Biological Denitrification of Wastewater", Advances in Water Pollution Research, Jerusalem, 671 (1972).

22. Sutton, P.M., "Continuous Biological Denitrification of Wastewater", Thèse de maîtrise, Wastewater Research Group, Dept. of Chem. Eng., McMaster University (1973).

23. Sutton, P.M. K.L. Murphy, B.E. Jank, and B.A. Monaghan, "Single Sludge Nitrogen Removal Systems", Canada - Ontario Research Agreement Research Report No. 88 (1978).

24. Barnard, J.L., "Cut P and N Without Chemicals", Waste Treatment Journal, 33 (July 1974).

25. McCarty, P.L., L. Beck, and P.J. St. Amant, "Biological Denitrification of Wastewater by Addition of Organic Materials", Proceedings of 24th Purdue Industrial Waste Conference, 1271 (1969).

26. Christensen, M.H., P. Harremoes, and O.R. Jensen, "Combined Sludge Denitrification of Sewage Utilizing Internal Carbon Sources", Progress in Water Technology, 8, 589 (1977).

27. Monteith, H., "Evaluation of Industrial Waste Carbon Sources for Biological Denitrification", Direction générale de la pollution des eaux, Service de la protection de l'environnement, Environnement Canada. Rapport No. EPS 4-WP-79-9 (1979).

28. Sutton, P.M., K.L. Murphy, and B.E. Jank, "Nitrification Systems with Integrated Phosphorus Precipitation", présenté à la Conférence annuelle de la Pollution Control Association of Ontario, Toronto (1977).

29. Planz, P., "Performance of Activated Sludge Secondary Sedimentation Basins", Proceedings of the 4th Conference of the International Association of Water Pollution Research, Prague, 569 (1969).

30. Patterson, W.L. and R.F. Banker, Estimating Costs and Manpower Requirements for Conventional Wastewater Treatment Facilities, Rapport de Black and Veatch Consulting Engineers pour l'U.S. Environmental Protection Agency, NTIS Pub., No. PB 211 132 (1971).

31. Estimating Staffing for Municipal Wastewater Treatment Facilities, Rapport de CH_2M Hill Inc. pour l'U.S. Environmental Protection Agency, NTIS Pub., No. PB 227 321/7 (Mars 1973).

32. Culp, G., H.H. Berjes, and J. Puntenney, "Evaluating Wastewater Facility Staffing Needs", Jour. Water Pollution Control Fed., 49 (11), 2226 (1977).

33. Estimating Costs of Wastewater Treatment Facilities, Préparé par Culp, Wesner, Culp Clean Water Consultants for the Commonwealth of Virginia, (Mars 1974).

REMERCIEMENTS

IEC International Environment Consultants tient à remercier les personnes suivantes pour leur coopération et leur efforts qui ont permis de mener à bien la présente étude.

CH_2M Hill Canada Limited, et particulièrement M. S.L. Lackey et M. J. Goetz qui ont établi la plupart des estimations de coûts présentées dans le rapport.

M. M.P. Brown, ingénieur de la ville, et M. D. Smith, superviseur de la SEE pour la municipalité de Penticton, qui ont fourni les données techniques et d'exploitation à partir du système de traitement existant par boues activées.

B.E. Jank et P.M. Sutton d'Environnement Canada pour leur étude technique de la proposition de l'IEC concernant l'évaluation de procédés spéciaux d'élimination de l'azote, ainsi que pour les paramètres de calcul suggérés par l'IEC, et enfin pour les calculs complets du procédé.

APPENDICE I

UEEU DE PENTICTON, DESCRIPTION DES INSTALLATIONS

APPENDICE I - UEEU DE PENTICTON, DESCRIPTION DES INSTALLATIONS

Pré-traitement:	Pompes d'eaux usées brutes	3 pompes ayant une capacité combinée de 0,32 m^3/s et 45 kW.
	Déchiqueteur	Installé en 1960.
	Dilacérateur	Installé en 1976 en parallèle avec le déchiqueteur.
	Réservoir de dessablage	Réservoir aéré de dessablage de 35 m^3, à 5,5 minutes de séjour à 9100 m^3/j.
Traitement primaire:	Décanteurs	3 clarificateurs primaires rectangulaires avec racloir à chaîne et à pignon pour les boues, ayant une aire surfacique combinée de 218 m^2.
	Pompes à boue	2 pompes à boue, ayant une capacité combinée de 1,6 x 10^{-2} m^3/s.
Aération:	Bassin	Bassin d'aération à quatre cellules disposées en série. Chaque cellule a un volume nominal de 450 m^3, pour un volume total de 1813 m^3.
	Aération	1) aération par diffusion d'air, à barbotage grossier, à l'aide de 2 ventilateurs en service et de 1 ventilateur de réserve. La capacité maximale de chacun des deux ventilateurs principaux sera de 46,4 m^3/min. (1640 pi^3 st/min) à 153 kPa (7,5 lb/po^2). 2) Aérateurs de surface, de 7,5 kW chacun, situés dans les sections 1 et 2 du réservoir d'aération. Aérateurs non en service.
Clarification:	Décanteurs	3 décanteurs rectangulaires secondaires, avec collecteurs de boue à chaîne et à pignon, et une aire surfacique combinée de 255 m^2. Profondeur de liquide de 3,25 m.

	Pompes à boue	3 pompes pour les boues de recirculation, ayant une capacité totale de 7,3 x 10^{-2} m^3/s.
Désinfection:	Chloration	Réservoir de 85 m^3 disposé à la suite des décanteurs secondaires, permettant 13 minutes de séjour à 9100 m^3/j.
Traitement des boues:	Digesteurs	2 digesteurs anaérobies de 15,2 m de diamètre, à un étage et à cloche à gaz.
	Assèchement	Lits de séchage des boues.
	Liquide surnageant	Le liquide surnageant des digesteurs est traité par addition de chaux éteinte à un épaississeur de boue tertiaire de 3,7 m de diamètre, pour être ensuite renvoyé à la station de traitement. Boue de chaux vers les lits de séchage.
Traitement tertiaire:	Décanteurs	2 décanteurs tertiaires de 15,2 m de diamètre, conçus pour l'élimination du phosphore. L'un des décanteurs est en service à temps partiel comme bassin d'égalisation pour les eaux usées brutes provenant de Canadian Canners. Le second décanteur n'est pas en service.

APPENDICE II
CALCULS DE PROCÉDÉ POUR LA PRÉ-DÉNITRIFICATION

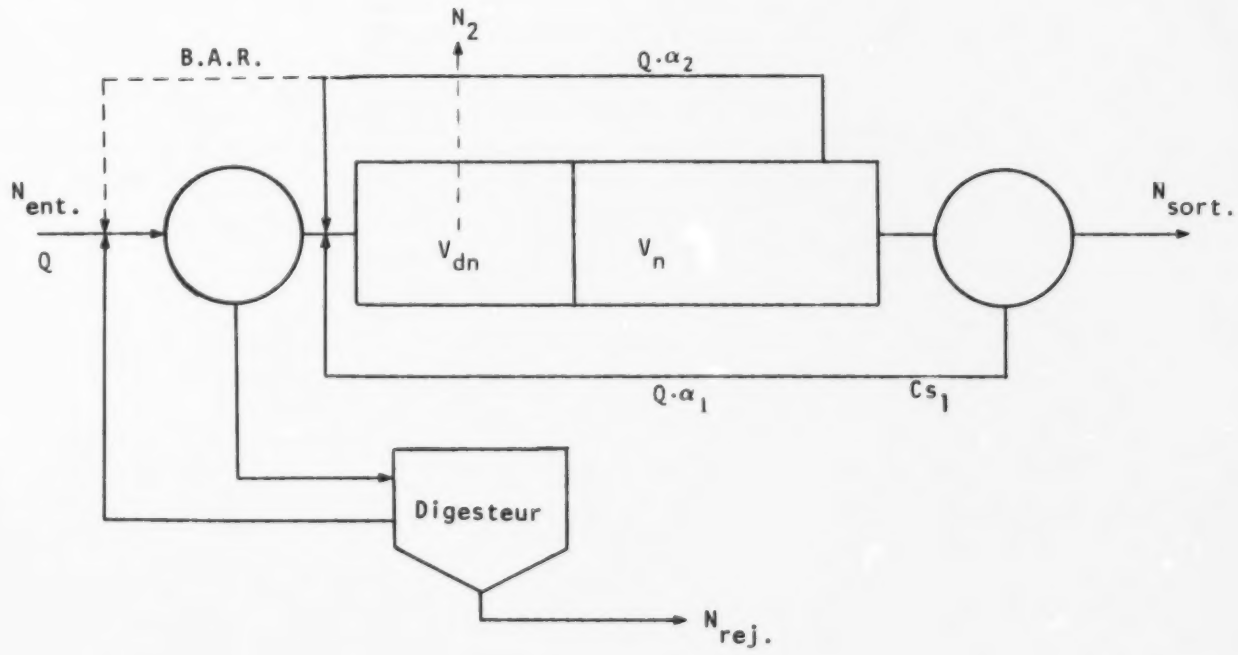
APPENDICE II - CALCULS DE PROCÉDÉS POUR LA PRÉ-DÉNITRIFICATION

DONNÉES DE BASE POUR LE CALCUL:

1) Eaux usées brutes

	Janv.	Août	Sept.-oct.	Moy.
Débit (m^3/j)	$1,4 \times 10^4$	$1,82 \times 10^4$	$1,60 \times 10^4$	$1,55 \times 10^4$
DBO_5 totale (mg/L)	180	200	280	200
MEST (mg/L)	140	140	150	140
NTK (mg/L)	32	35	33	33
Temp. (°C)	8	21	18	

2) Qualité de l'effluent: DBO_5 = 20 mg/L; MEST = 20 mg/L; $N\text{-}NO_3$ = 5 mg/L; NTK = 1,5 mg/L



DÉFINITION DES VARIABLES

$\alpha 1$	taux de recirculation du décanteur	
$\alpha 2$	taux de recirculation de la liqueur mixte	
TSH	temps de séjour hydraulique du système	(h)
Cs_1	conc. du sous-écoulement du décanteur	(mg/L)
TSM	temps de séjour des matières	(d)
Q	débit total	(m^3/j)
B.A.R.	boues activées résiduaires	(kg/j)
V_{jn}	volume du bassin de pré-DN	(m^3)
V_n	volume du bassin de nitrification	(m^3)
$N_{ent.}$	azote total dans les eaux usées brutes	
$N_{sort.}$	azote total dans l'effluent traité	
$N_{rej.}$	azote total rejeté vers les lits de séchage	
N_2	azote gazeux total produit	
Y_{DBO}	rendement des micro-organismes pour l'élimination de la DBO_5	
Y_{NTK}	rendement des micro-organismes pour l'élimination du NTK	
Y_{NO_3}	rendement des micro-organismes pour l'élimination du $N\text{-}NO_3$	

DÉCANTATION PRIMAIRE

Les décanteurs primaires ne sont pas souhaitables pour ce système du fait que la DBO_5 éliminée serait utile comme source de carbone dans le bassin anoxique. Cependant, comme Penticton envisage de continuer à utiliser les décanteurs primaires existants et de convertir les secondaires en primaires dans le système agrandi, on tiendra compte des décanteurs primaires dans ce calcul.

Base de calcul: Vitesse de débordement maximale = 1,6 m/h

Unités existantes: Primaires = 219 m^2

Secondaires = 255 m^2

$$\text{Vitesse de débordement maximale} = \frac{1{,}8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{j}}{474 \text{ m}^2 \cdot 24 \text{ h/j}} = 1{,}6 \text{ m/h}$$

$\therefore$ Les unités primaires répondent aux critères de calcul.

BILAN DE L'AZOTE ET PRODUCTION TOTALE DE BOUE

(Débit de janvier)

$$\begin{bmatrix}\text{N TOTAL}\\ \text{À L'ENTRÉE}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}N_{rej.}\text{ dans les}\\ \text{boues digérées}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}N_{rej.}\text{ dans l'effluent}\\ \text{traité}\end{bmatrix} - \begin{bmatrix}\text{Azote}\\ \text{gazeux}\end{bmatrix} = 0$$

N total à l'entrée de l'usine

$$NTK = (32\times10^{-6}\text{ kg N/kg})(1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j})(10^{3}\text{ kg/m}^3) = 448\text{ kg N/j}$$

N dans l'effluent traité

$$NTK = (1{,}5\times10^{-6}\text{ kg/kg})(1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j})(10^{3}\text{ kg/m}^3) = 21\text{ kg/j}$$

$$N\text{-}NO_3 = (5{,}0\times10^{-6}\text{ kg N/kg})(1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j})(10^{3}\text{ kg/m}^3) = 70\text{ kg/j}$$

N rejeté dans les boues digérées

Supposer 1) 50% d'élimination de MEST dans le décanteur primaire (valeurs moyennes relevées à Penticton les 12/6/75, 18/6/75 et 17/7/75).

2) Teneur en N des boues vers le digesteur, 5% (1 valeur mesurée = 4,6% N).

3) 50 % de solubilisation des MVS pendant la digestion, avec recirculation du N - ammoniac libéré vers l'usine de traitement.

4) Élimination de 25% de DBO_5 dans le décanteur primaire.

Boues primaires $= (0{,}5)(140\times10^{-6}\text{ kg MEST/kg})(1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j})(10^{3}\text{ kg/m}^3)$
$= 980\text{ kg/j}$

B.A.R. $= (\Delta\ DBO_5 \times \overline{Y}_{BOD5}) + (\Delta\ NTK \times \overline{Y}_{NTK}) + (\Delta N\text{-}NO_3 \times \overline{Y}\ N\text{-}NO_3)$

$(\Delta DBO_5 \times \overline{Y})$ * $= [(180\times0{,}75\text{-}20)\times10^{-6}\text{ kg DBO}_5\text{/kg}]\,[0{,}4\text{ kg MVS/kg BDO}_5]\,[1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j}]\,[10^{3}\text{ kg/m}^3]\,[\text{kg MEST}/0{,}75\text{ kg MVS}] = 859\text{ kg MEST/j}$

$(\Delta NTK \times \overline{Y})$ * $= [(32\text{-}1{,}5)\times10^{-6}\text{ kg NTK/kg}]\,[0{,}05\text{ kg MVS/kg NTK}]\,[1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j}]\,[10^{3}\text{ kg/m}^3]\,[\text{kg MEST}/0{,}75\text{ kg MVS}] = 28\text{ kg MEST/j}$

$(\Delta N\text{-}NO_3 \times \overline{Y})$** $= [(28\text{-}5)\times10^{-6}\text{kg N-}NO_3\text{/kg}]\,[0{,}8\text{ kg MVS/kg N-}NO_3]\,[1{,}4\times10^{4}\text{ m}^3\text{/j}]\,[10^{3}\text{ kg/m}^3]\,[\text{kg MEST}/0{,}75] = 343\text{ kg MEST/j}$

$\therefore N_{rej.}$ dans les boues dirigées $= [0{,}5\,(980+859+28+343)\text{ kg MEST/j}]\,[0{,}05\text{ kg N/kg MEST}]$
$= 55\text{ kg N/j}$

---

* On suppose que MVS = 0,75 MEST

** On suppose que MVS = 0.75 MEST; NTK oxydé = 28 mg/L

Azote gazeux = (448-91-55) kg N/j
= 302 kg/j

Azote gazeux + $N\text{-}NO_3$ dans l'effluent = Azote gazeux + $N\text{-}NO_3$ dans l'effluent
= 302 + 70 kg/j
= 372 kg/j

Ou = 27 mg/L

∴ La supposition voulant que 28 mg/L de NTK soient oxydés en $N\text{-}NO_3$ pour le calcul de la production de boues est correcte.

RÉSULTATS: 1) Boues activées résiduaires = 1230 kg MEST/j
= 924 kg MVS/j

2) $N\text{-}NO_3$ total formé ≃ 27 mg/L

ÉQUIVALENT TOTAL D'AZOTE-NITRATE

$\Delta NO_3\text{-}N_e$ = variation de l'équivalent de nitrate-azote durant la dénitrification.
= ($N\text{-}NO_3$ formé) + (α_2 x 0,35 x OD) - ($N\text{-}NO_3$ dans l'effluent final)

où: $N\text{-}NO_3$ formé = 27 mg/L

$N\text{-}NO_3$ dans l'effluent final = 5 mg/L

α_2 = taux de recirculation du bassin d'aération
= 4,2 (voir calculs de recirculation)

OD = 2 mg/L

0,35 = équivalent de $N\text{-}NO_3$ d'oxygène dissous (7)

$\Delta NO_3 - N_e$ = 27 + (4,2 x 0,35 x 2,0) - 5,0
≃ 25 mg/L

VOLUME TOTAL DU BASSIN

TSM, Élimination du carbone plus nitrification = 20 jours
TSM, dénitrification = 10 jours
TSM total pour le système = 30 jours

$$MVSLM = \frac{24\,[(\Delta DBO_5 \times \overline{Y}_{DBO}) + (\Delta NTK \times \overline{Y}_{NTK}) + (\Delta NO_3 - N_e \times \overline{Y}_{NO_3})]\ TSM}{TSH}$$

$$MVSLM = \frac{24\,[(115 \times 0{,}4) + (30{,}5 \times 0{,}05) + (25 \times 0{,}8)]\,30}{TSH}$$

$$MVSLM = \frac{48\,600}{TSH}$$

POUR MVSLM (mg/L)	MESLM (mg/L)	TSH (h)	Volume du bassin (TSH • Débit/24) (m^3)
3 000	4 000	16,2	9 500
2 600	3 500	18,5	10 900
2 500	3 300	19,4	11 400
2 250	3 000	21,6	12 700
1 900	2 500	25,9	15 200

Volume de bassin choisi = 11 400 m^3

TSH total = 19,4

$\therefore$ $V_{jn} \rightarrow$ = 11 400 m^3 • TSM_{jn}/TSM = 3800 m^3

$V_{n} \rightarrow$ = 11 400 m^3 • TSM_{c-n}/TSM = 7600 m^3

BESOINS DE RECIRCULATION

La recirculation de sous-écoulement du décanteur a été calculée à l'aide de l'équation suivante, élaborée par Lawrence et McCarty (16):

$$\frac{1}{24 \times TSM} = \frac{1}{TSH}\left[(1 + \alpha_1) - (\alpha_1 \times Cu_1/MESLM)\right]$$

$\therefore$ $$\alpha_1 = \frac{1 - TSH/(TSM \cdot 24)}{Cu_1/MESLM - 1}$$

où: MESLM = 3300 mg/L

TSH = 19,4 h

TSM = 30 j

Cs_1 (mg/L)	$\frac{Cs_1}{(MESLM)}$ a	$\frac{TSH}{TSM \times 24}$ b	α_1 (1-b)/(a-1)
12 000 Moyenne	3,6	0,027	0,37
6 600 Minimum	2	0,027	0,97
20 000 Maximum	6	0,027	0,19

Par conséquent, la fourchette des taux de recirculation va de 0,19 à 0,97 pour une concentration de sous-écoulement comprise entre 20 000 et 6 600 mg/L de MEST.

Rapport de recirculation α_1	Débit de recirculation		
	Janvier (m^3/s)	Août (m^3/s)	Moyenne (m^3/s)
0,19	0,031	0,040	0,034
0,37	0,060	0,077	0,066
0,97	0,158	0,204	0,174

Par conséquent, tout au long de l'année, le pompage nécessaire pour la recirculation des boues pourrait varier d'un minimum de 0,031 à un maximum de 0,20 m^3/s, avec une moyenne d'environ 0,066.

RECIRCULATION DE LIQUEUR MIXTE À PARTIR DU BASSIN D'AÉRATION

La recirculation est calculée en équilibrant le $N\text{-}NH_4$ dans le système de bassin.

La concentration de $N\text{-}NO_3$ de l'effluent du décanteur final est de 5 mg/L. Ce montant doit être égal aux concentrations d'azote oxydable ($N\text{-}NH_4$) pénétrant dans la seconde moitié du bassin.

La concentration d'azote oxydable à la sortie du décanteur primaire a été estimée précédemment à 28 mg/L. En établissant l'équilibre au point de jonction des lignes de recirculation, on obtient:

$$28 \times Q = 5(1 + \alpha_1 + \alpha_2) Q$$

$$\therefore \alpha_2 = (23 - 5\alpha_1)/5$$

où: α_1 = 0,37 dans des conditions normales de fonctionnement

$$\therefore \alpha_2 = 4,2$$

Rapport de recirculation α_2	Débit de recirculation		
	Janvier (m^3/s)	Août (m^3/s)	Moyenne (m^3/s)
4,0	0,65	0,84	0,71
4,2	0,69	0,88	0,75
5,0	0,82	1,00	0,90

Par conséquent, sur toute une année, la recirculation de liqueur mixte pourrait varier entre 0,65 et 1 m^3/s, pour des rapports de recirculation variant de 4 à 5.

DÉCANTEURS SECONDAIRES

Base de calcul: Vitesse de débordement min./max. = 0,58 à 1,6 m/h

Charge max. en matières = 3,5 $kg/m^2 \cdot h$

On suppose d'abord que la charge de matières constitue le facteur limitatif dans les conditions de fonctionnement hivernales.

$$\text{Aire} = \frac{Q\,(1 + \alpha_1)\ \text{MESLM}}{\text{Charge de matières}}$$

$$= \frac{\left[1,41 \times 10^4\ m^3/j\right]\left[10^3 kg/m^3 \times (1+0,37) \times 3300 \times 10^{-6} kg\ \text{MEST}/kg\right]}{3,5\ kg/m^2 - (h \times 24\ h/j)}$$

$$= 759\ m^2$$

Vérifier la vitesse de débordement

Vitesse de débordement

Janvier = $(1,41 \times 10^4\ m^3/j)(j/24h)(1/759\ m^2) = 0,78$ m/h

Août = $(1,82 \times 10^4\ m^3/j)(j/24h)(1/759\ m^2) = 1,00$ m/h

Par conséquent, les vitesses de débordement se situent dans l'intervalle de calcul.

BESOINS EN AIR

Il faudra moins d'oxygène pour la section aérobie du système à pré-DN que pour les procédés à post-DN, puisqu'on suppose que toute la DBO_5 est éliminée dans le bassin anoxique. Comme il n'existe aucune donnée pratique traduisant les besoins réels en O_2, il faudra utiliser un coefficient de sécurité très grand pour la valeur calculée.

Base de calcul: Conditions de charge maximale en août lorsque le débit est de $1,82 \times 10^4$ m^3/j et le NTK de 35 mg/L. Utiliser l'équation 3H avec w = 0,05.

$$\text{Oxygène}_s = 1,7\ DBO_5 + 6,6\ NTK\ (1-w) \qquad (3H)$$

DBO_5 = 0,0 kg/j

NTK = $[(35,0-1,5) \times 10^{-6}]\ [(1,82 \times 10^4) \times 10^3\ kg/j]$

= 610 kg/j

$\therefore$ Oxygène$_s$ = (0,0) + 6,6 (610) (1-0,05)

= 3825 kg O_2/j

Une certaine quantité d'oxygène supplémentaire est nécessaire pour la digestion et la respiration aérobies des organismes hétérotrophes. On suppose que le rendement réel des micro-organismes est de 0,7 kg MVS/kg de DBO_5 retirée, et que le rendement net, après décomposition endogène, atteint 0,4 kg MVS/kg DBO_5. De plus, on suppose que la décomposition endogène se produit dans le bassin d'aération. La quantité théorique d'oxygène requise pour la digestion aérobie est de 1,42 kg O_2/kg MVS.

Oxygène nécessaire pour la respiration et la digestion = $[\Delta DBO_5\ (0,7 - 0,4)]1,42$

= $[(0,75 \times 200) - 20] \times [10^{-6} \times 1,82 \times 10^4 \times 10^3 \times 0,3 \times 1,42]$

= 1008 kg O_2 par jour

Utiliser l'équation 3F pour ajuster la quantité d'oxygène requise aux conditions normales

$$\text{Oxygène}_p = \text{Oxygène}_s\ \alpha \cdot (1,024)^{T-20}\ \frac{\beta C_{sm} - C}{C_s} \qquad (3F)$$

résolution de l'équation

Oxygène$_p$ = 0,71 Oxygène$_s$

$\therefore$ Oxygène$_s$ = 1,4 x 1008 kg/j

= 1411 kg O_2/j

Oxygène total aux conditions normales = 1411 + 3825 kg O_2/j
= 5236 kg/j

Le système de traitement permet un temps de séjour hydraulique de 20 heures, et une variation de charge horaire n'aurait donc pas un effet sensible sur la demande en oxygène dans le bassin. Prendre un coefficient de sécurité de 1,3 pour tenir compte des pics de O_2.

O_2 nominal requis (capacité stable) = 1,3 x 5236 kg O_2/j
= 6800 kg/j

CHAUX POUR L'AJUSTEMENT DU pH

Base de calcul:

Débit annuel moyen	=	1,55 x 10^4 m^3/j
Alc. annuelle moyenne disponible	=	80 mg/L
ΔNTK annuel moyen	=	32 mg/L
Δ$N\text{-}NO_3$	=	23 mg/L
Alcalinité consommée	=	6 kg alc./kg de NTK éliminé
produite	=	3,6 kg alc./kg $N\text{-}NO_3$ éliminé

Excès d'alcalinité disponible = [(80 - 6,0) 32 + (3,6 x 23)] x 10^6 kg alc./kg x 1,55 x 10^4 m^3/j x 10^3 kg/m^3 = -450 kg alc./j

Convertir l'alcalinité sous forme de $CaCO_3$ en chaux (CaO)

Chaux nécessaire = 450 kg alc/j x 56 kg CaO/100 kg $CaCO_3$
= 252 kg chaux/j
= 92 000 kg/an chaux

BESOINS EN MÉTHANOL

Les charges en NTK et en DBO_5 varient mensuellement. Il est donc nécessaire d'évaluer la consommation de méthanol pour chaque mois, puis de faire la somme des totaux mensuels. Comme le système pré-DN est conçu pour une réduction complète du nitrate à 8°C dans des conditions non limitatives pour le carbone, il y aura un excès de capacité pour la réduction du nitrate en été. Les besoins en méthanol peuvent être minimisés, grâce à un certain montant de dénitrification par respiration endogène en été.

Base de calcul:

1) Carbone interne consommé à 14 kg de DCO par kg de $N\text{-}NO_3$.
2) Rapport DBO_5 totale par DCO totale = 0,61 (d'après des données de fonctionnement de 1976).

3) Méthanol consommé à 6 kg/kg $N\text{-}NO_3$.
4) L'effluent contiendra 5 mg/L $N\text{-}NO_3$ tout au long de l'année.
5) La réduction endogène du nitrate servira à calculer les besoins en méthanol.

On suppose que les expressions suivantes pourront être utilisées.

$DN1 = 0{,}037\ (1{,}09)^{T-8}$

$DN2 = 0{,}007$ for TSM ≥ 20

$= 0{,}010$ for TSM < 20 mais > 11

où: DN1 = élimination de $N\text{-}NO_3$ non limitée par le carbone, à T °C, exprimée en kg de $N\text{-}NO_3$ éliminés /kg MVS.j.

1,09 = coefficient de température (10)

0,037 = taux moyen d'élimination de $N\text{-}NO_3$ à 8°C, en kg de $N\text{-}NO_3$ éliminés /kg MVS.j. Ce taux a été calculé pour le procédé de pré-DN à 1 boue, sous forme totale en kilogrammes d'équivalent de $N\text{-}NO_3$ éliminés par jour en janvier, divisé par la quantité de MVS dans le bassin de DN.

DN2 = taux de réduction endogène de nitrate, kg $N\text{-}NO_3$ éliminés/kg MVS.j (tableau 3-1).

Calculer d'abord la capacité de réduction de $N\text{-}NO_3$ par le carbone interne

Mois	Débit (m^3/j)	Est. DBO_5 (mg/L)	Est. DCO vers le bassin anoxique (0,75•DBO_5•Débit)/0,61 (kg/j)	Équiv. $N\text{-}NO_3$ de DCO DCO/14 (Ml) (kg/j)
Janv.	$1{,}41 \times 10^4$	180	3120	220
Fév.	$1{,}41 \times 10^4$	180	3120	220
Mars	$1{,}41 \times 10^4$	180	3120	220
Avr.	$1{,}41 \times 10^4$	180	3120	220
Mai	$1{,}59 \times 10^4$	190	3720	260
Juin	$1{,}64 \times 10^4$	190	3820	270
Juil.	$1{,}73 \times 10^4$	200	4250	300
Août	$1{,}82 \times 10^4$	200	4470	320

Sept.	$1,64 \times 10^4$	200	5640	400
Oct.	$1,64 \times 10^4$	280	5640	400
Nov.	$1,54 \times 10^4$	230	4370	310
Déc.	$1,41 \times 10^4$	180	3820	270

Deuxièmement, calculer le montant équivalent de $N\text{-}NO_3$ éliminé par mois,

avec: α_2 = 4,2

OD = 2,5 mg/L dans la liqueur mixte de recirculation

Équivalent NO_3 de 1 mg OD = 0,35 mg $N\text{-}NO_3$

Mois	Débit (m^3/j)	$N\text{-}NO_3$ Total formé (mg/L)	$N\text{-}NO_3$ Effluent (mg/L)	Équiv. $N\text{-}NO_3$ a_2 OD $\alpha_2 \cdot OD \cdot 0.35$ (mg/L)	Total d'équiv. de $N\text{-}NO_3$ éliminé (M) (kg/j)
Janv.	$1,41 \times 10^4$	28	5	4	380
Fév.	$1,41 \times 10^4$	28	5	4	380
Mars	$1,41 \times 10^4$	28	5	4	380
Avr.	$1,41 \times 10^4$	28	5	4	380
Mai	$1,59 \times 10^4$	29	5	4	380
Juin	$1,64 \times 10^4$	29	5	4	440
Juil.	$1,73 \times 10^4$	30	5	4	500
Août	$1,82 \times 10^4$	30	5	4	530
Sept.	$1,64 \times 10^4$	27	5	4	430
Oct.	$1,64 \times 10^4$	27	5	4	430
Nov.	$1,54 \times 10^4$	27	5	4	400
Déc.	$1,41 \times 10^4$	28	5	4	380

Troisièmement, déterminer les besoins en méthanol pour chaque mois.

Avec M = équivalent total de $N\text{-}NO_3$ à éliminer par jour (kg)

M_1 = équivalent de $N\text{-}NO_3$ éliminé par le carbone interne (kg)

M_2 = équivalent de $N\text{-}NO_3$ éliminé par le méthanol (kg)

M_3 = équivalent de $N\text{-}NO_3$ éliminé par la respiration endogène (kg)

DN1 = taux d'élimination d'équivalent de $N\text{-}NO_3$ par le méthanol et le carbone interne/kg MVS•jour

DN2 = taux d'élimination d'équivalent de $N\text{-}NO_3$ par respiration endogène/kg MVS•jour

MVS = matières volatiles en suspension dans le bassin anoxique

$$M = M1 + M2 + M3 \quad (A)$$

$$1 = \frac{M1 + M2}{DN1 \cdot VSS} + \frac{M3}{DN2 \cdot VSS} \quad (B)$$

Calcul d'échantillon pour juillet

Base: Température de fonctionnement = 20°C

Le TSM total pour le système est supérieur à 20 jours.

$DN1 = 0{,}037\ (1{,}09)^{20-8}$

$= 0{,}104$ kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$/kg TSM•j

$DN2 = 0{,}007$ kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$/kg TSM•j

$MVS = 2500 \times 10^{-6}$ kg MVS/kg $\times$ 3800 $m^3 \times 10^3$ kg/m^3

= 9500 kg MVS

M = 500 kg (d'après le tableau précédent)

M1 = 300 kg (d'après le premier tableau)

Résoudre l'équation B pour M2 en remplaçant à l'aide de l'équation A

$$M2 = \frac{M1\,(DN2 - DN1) + M \cdot DN1 - DN1 \cdot DN2 \cdot VSS}{DN1 - DN2}$$

= 165 kg d'équivalent $N\text{-}NO_3$/j

M3 = 500 - 300 -165

= 35

Quatrièmement, déterminer les besoins totaux en méthanol.

Mois	M2 (kg/j)	Besoins en méthanol 6 M2 (kg/j)	Jours	Méthanol par mois (kg)	Total pour l'année (kg)
Janv.	157	942	31	29 200	29 200
Fév.	157	942	28	26 400	55 600
Mars.	148	888	31	27 500	83 100

Avr.	137	822	30	24 700	108 800
Mai	153	918	31	28 500	136 200
Juin	147	882	30	26 500	162 700
Juil.	165	990	31	30 700	193 400
Août	179	1 044	31	32 400	225 700
Sept.	0	0	30	0	225 700
Oct.	0	0	31	0	225 700
Nov.	62	372	30	11 200	236 900
Déc.	103	618	31	19 200	256 100